



**Universidade de Aveiro** Departamento de Química  
**2008**

**Paula Alexandra  
Paiva Ribau**

**Estudo comparativo do cozimento Superbatch**



**Paula Alexandra      Estudo comparativo do cozimento *Superbatch***  
**Paiva Ribau**

Complemento (6 ECTS) ao Anteprojecto (Ampliação e Remodelação de uma Unidade Industrial de Pasta para Papel, 24 ECTS) para correspondência com a dissertação/projecto (30 ECTS) do Mestrado Integrado em Engenharia Química da Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia Química, realizado sob a orientação científica do Eng.º Alexandre Martins, Professor Auxiliar Convidado a 50% do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

**o júri**

presidente

Professor Dmitry Victorovitch Evtyugin  
Professor associado com agregação da Universidade de Aveiro

vogais

Eng.º. Alexandre Martins  
Professor Auxiliar Convidado a 50% da Universidade de Aveiro (orientador)

Eng.º Carlos Ribeiro Bento  
Chefe de Departamento da Área de Produção de Pastas no Centro Fabril de Cacia, Portucel

## **agradecimentos**

Gostaria de agradecer ao meu orientador, o Eng.º Alexandre Martins, pelo apoio e disponibilidade demonstrado ao longo de todo o trabalho.

Pelo auxílio prestado, gostaria de agradecer ao Eng.º Mendes de Sousa e ao Eng.º James Blades.

Aos meus pais e amigos pelo apoio, compreensão, paciência e ajuda neste projecto o meu muito obrigado.

**palavras-chave**

Cozimento, Processo *batch*, Processo *Superbatch*

**resumo**

O presente trabalho propõe-se a efectuar um estudo comparativo entre o cozimento *batch* clássico e o cozimento *Superbatch*, quais as diferenças, vantagens, desvantagens e um estudo da viabilidade económica de cada um dos processos.

**keywords**

Cooking, *Batch* process, *Superbatch* process

**abstract**

The present work is a comparative study between the classic *batch* cooking and the *Superbatch* cooking, the differences, advantages, disadvantages and a study of the economic feasibility of each one of the processes.

## Índice

Sumário Executivo	1
1. Introdução	3
2. Identificação e caracterização da instalação e seu enquadramento no processo	4
2.1 <i>Batch</i> clássico	5
2.2 <i>Superbatch</i>	5
2.3 Sistema de distribuição de aparas com vapor	6
3. Opções de processo	8
4. Princípios de Engenharia Química e Definições Processuais	10
5. Engenharia do Processo	15
5.1 Princípios do cozimento <i>batch</i>	15
5.2 Descrição das operações do cozimento <i>batch</i> por deslocamento	18
5.3 Ciclo de cozimento do cozimento <i>batch</i> por deslocamento	22
5.3.1 Enchimento de aparas	22
5.3.2 Transporte das aparas	22
5.3.3 Empacotamento das aparas	22
5.3.4 Impregnação do licor	23
5.3.5 Tratamento com licor negro quente e carga do licor de cozimento	24
5.3.6 Aquecimento e estágio de cozimento	24
5.3.7 Deslocamento terminal	25
5.3.8 Descarga do digestor	26
5.4 Recuperação de calor	26
5.5 Separação do sabão	27
5.6 Gases com mau odor	28
5.7 Sistema de controlo	29
6. Análise económica	30
6.1 Exemplo	33
7. Referências	36
8. Anexos	37
8.1 Anexo A – Simulações dos planos financeiros mensais	37
8.2 Anexo B – Contactos efectuados	39

## Lista de Tabelas

Tabela 1.	Parâmetros usados na simulação do empréstimo bancário	30
Tabela 2.	Primeiras 13 prestações do empréstimo bancário para a bateria de digestores <i>Batch</i>	31
Tabela 3.	Primeiras 13 prestações do empréstimo bancário para a bateria de digestores <i>Superbatch</i>	31



## Lista de Figuras

Figura 1.	Diagrama base da fábrica de pasta <i>kraft</i> para papel	4
Figura 2.	Cozimento <i>Superbatch</i> por deslocamento	6
Figura 3.	Dispositivo de injeção de vapor	7
Figura 4.	Comparação entre os diferentes métodos <i>batch</i>	9
Figura 5.	Evolução das espécies presentes no licor de cozimento	13
Figura 6.	Diagrama das operações de cozimento <i>batch</i>	15
Figura 7.	Exemplo de um tanque de descompressão	17
Figura 8.	Diagrama de cozimento <i>batch</i>	18
Figura 9.	Instalação de cozimento <i>Superbatch</i>	18
Figura 10.	Digestor <i>Superbatch</i>	19
Figura 11.	Diagrama <i>Superbatch</i> , com aquecimento directo	20
Figura 12.	Diagrama <i>Superbatch</i> , com aquecimento indirecto	21
Figura 13.	Enchimento das aparas	23
Figura 14.	Impregnação do licor, tratamento com licor negro quente e carga do licor de cozimento	24
Figura 15.	Aquecimento e estágio de cozimento	25
Figura 16.	Deslocamento terminal e descarga do digestor	26
Figura 17.	Sistema de transferência de calor	27
Figura 18.	Separação de sabão num sistema de cozimento <i>Superbatch</i>	28
Figura 19.	Recolha de gás HVLC e LVHC no processo <i>Superbatch</i>	29
Figura 20.	Filosofia geral de controlo	29
Figura 21.	Distribuição dos custos numa fábrica de pasta para papel	30
Figura 22.	Comparação entre o método linear e o método múltiplo linear para determinar a depreciação	33
Figura A.1.	Simulação do empréstimo para a bateria de digestores <i>batch</i>	37
Figura A.2.	Simulação do empréstimo para a bateria de digestores <i>Superbatch</i>	38
Figura B.1.	PrintScreen do mail enviado ao Eng.º James Blades	39
Figura B.2.	PrintScreen da resposta do Eng.º James Blades	39
Figura B.3.	PrintScreen do 2º mail do Eng.º James Blades	40
Figura B.4.	PrintScreen do 2º mail enviado ao Eng.º James Blades	40
Figura B.5.	PrintScreen do mail enviado ao Eng.º Rui Vinhas	41
Figura B.6.	PrintScreen da resposta do Eng.º Rui Vinhas	41
Figura B.7.	PrintScreen do 2º mail enviado ao Eng.º Rui Vinhas	42
Figura B.8.	PrintScreen do mail enviado ao Eng.º Carlos Vanzeller	42
Figura B.9.	PrintScreen do mail enviado ao Eng.º Carl Stal	43
Figura B.10.	PrintScreen do mail enviado ao Eng.º Carlos Bento	43
Figura B.11.	PrintScreen do mail enviado ao Eng.º José Berger	44
Figura B.12.	PrintScreen do mail enviado para a Metso Paper	44

## Nomenclatura

A	Constante de Activação	
AA	Alcali Activo	$\text{g}_{\text{Na}_2\text{O}}/\text{l}$
a	Número de anos actuais de serviço	ano
c	Concentração de substância dissolvida nas aparas	M
CFi	Cash-flow no ano i	
D	Velocidade de difusão dos gases no pré-aquecimento	m/s
$D_0$	Velocidade de difusão dos gases a 0°C e à pressão atmosférica no pré-aquecimento	m/s
$D_d$	Difusividade da água “ligada quimicamente “ à superfície da apara	$\text{m}^2/\text{s}$
$D^{\text{Eff}}$	Difusividade efectiva do gás	$\text{m}^2/\text{s}$
$D_f$	Difusividade das substâncias dissolvidas nas aparas	$\text{m}^2/\text{s}$
d	Depreciação anual	€/ano
Ea	Energia de activação	J/mol
h	Distância de penetração	m
IS	Índice de Sulfureto	%
K	Constante material	
$K_{\text{ob}}$	Constante específica de uma espécie na deslenhificação que ocorre no bulk da reacção da lenhina	
$k_{\text{il}}$	Constante específica de uma espécie na deslenhificação inicial da reacção da lenhina	
$k_{\text{rl}}$	Constante específica de uma espécie na deslenhificação residual da reacção da lenhina	
$K_f$	Coeficiente de Permeabilidade	
L	Comprimento dos capilares	m
$L_n$	Conteúdo em lenhina nas aparas no instante t	
$m_{\text{pc}}$	Massa de pasta crua	Kg
$m_{\text{madeira}}$	Massa de madeira	Kg
$M_a$	Massa molar do ar	g/mol
n	Número de capilares	
$n_a$	Fluxo de gás no pré-aquecimento	$\text{m}^3/(\text{m}^2\text{s})$
$n_f$	Fluxo de líquido no pré-aquecimento	$\text{m}^3/(\text{m}^2\text{s})$
$N_a, N_v$	Fluxos molares do ar e do vapor no pré-aquecimento, respectivamente	$\text{m}^3/(\text{m}^2\text{s})$
$n_t$	Tempo de vida de serviço	anos
$p_a$	Pressão da fase gasosa no pré-aquecimento	kPa
$p_v$	Pressão de vapor	kPa
P	Pressão em bar	kPa
$P_c$	Pressão Capilar	kPa
r	Raio do capilar	m
R	Constante dos gases perfeitos	J/(mol°K)
$R_p$	Rendimento em pasta	%
T	Temperatura	°K
t	Taxa Interna de Rentabilidade	%
$T_d$	Taxa de desconto	%
V	Quantidade de líquido que entra nos capilares	
$V_a$	Valor da qualidade de serviço	€
$V_s$	Valor salvo do equipamento no fim da vida de serviço deste	€
$V_0$	Valor original do equipamento no início da sua vida de serviço, completamente instalado e pronto a ser usado	€

$x_a$	Fracção molar de ar na mistura gasosa	
$[HS^-]$	Concentração em ião hidrosulfito	M
$[OH^-]$	Concentração em ião hidroxilo	M
$[NaOH]$	Concentração de hidróxido de sódio	M
$[Na_2O]$	Concentração de óxido de sódio	M
$[Na_2S]$	Concentração de sulfureto de sódio	M

#### Símbolos Gregos

$\rho_w$	Densidade da água	Kg/m <sup>3</sup>
$\Delta p$	Gradiente de pressão	Pa
$\epsilon_d$	Fracção volúmica da madeira	
$\tau$	Tensão superficial do líquido	g/s <sup>2</sup>
$\eta$	Viscosidade do líquido	Pa.s
$\eta_w$	Viscosidade da água	Pa.s
$\mu_d$	Potencial químico da madeira	

#### Abreviaturas

BL	Licor negro
CA	Carga Alcalina
H	Factor H
HBL	Licor negro quente
HVLC	Gases de grande volume e baixa concentração
IK	Índice <i>Kappa</i>
LVHC	Gases de baixo volume e elevada concentração
PRI	Prazo de Recuperação de Investimento ou Payback Time
RDH	Deslocamento rápido de calor
TIR	Taxa Interna de Retorno
VAL	Valor Actual Líquido
WBL	Licor negro morno
WL	Licor branco

## Sumário Executivo

Este trabalho tem como objectivo o estudo comparativo do cozimento *Superbatch* com o cozimento *batch* clássico.

No final do século XX, surgiram novas alternativas ao cozimento *batch* clássico, o cozimento *batch* por deslocamento, dentro deste existem diversas alternativas: o *RDH*, o *Superbatch*, o *Enerbatch* e o *Cold Blow*.

O *Superbatch* combina as operações descontínuas com operações contínuas, como por exemplo a transferência de calor no parque de tanques e a separação das fibras, enquanto que no processo *batch* clássico as operações são descontínuas.

No processo *Superbatch* a recuperação de calor dos licores quentes é realizada por diversos permutadores de calor, para as operações de deslocamento é necessária uma pressão elevada no digestor e no sistema de circulação.

O digestor no processo *batch* tem uma válvula automática no topo para a alimentação e uma válvula de descompressão ligada ao fundo do digestor. Na parte inferior do digestor encontra-se uma tela de crivagem que permite a extracção do licor do digestor. No ponto mais alto da parte hemisférica do digestor, existe um sistema de descarga de gás com crivos que permite a saída do ar e dos gases voláteis durante o enchimento das aparas.

No processo *Superbatch*, o digestor tem no topo um tubo ligado a um crivo de degasificação interno que vai permitir o deslocamento dos gases voláteis para o acumulador de licor quente. Também no topo do digestor existe um sistema de injeção por vapor para auxiliar no enchimento das aparas. Na parte hemisférica o digestor tem crivos de deslocamento perfurados pelos quais todos os licores de deslocamento passam para o parque de tanques, permitindo a recuperação de calor, podendo os licores quentes ser utilizados em cozimentos seguintes.

As alterações efectuadas no digestor do cozimento *batch* clássico para o do *Superbatch* permitiram diminuir o consumo de energia na evaporação, tornar o cozimento mais uniforme e melhorar a qualidade da pasta, daí a maior eficiência energética e optimização na utilização dos químicos de cozimento do *Superbatch* relativamente ao *batch* clássico.

Para uma produção de aproximadamente 50 tad/h, efectuou-se uma simulação de um empréstimo bancário a 10 anos para uma bateria de digestores *batch* e para uma bateria de digestores *Superbatch*. De modo a avaliar se o investimento tem possibilidade de sucesso, efectua-se uma análise de viabilidade económica, que consiste em previsões dos lucros e dos custos gerados pelo projecto, calculados por indicadores de viabilidade tais como a taxa interna de rentabilidade, o valor líquido actual e o prazo de recuperação do investimento. Pode-se ainda realizar uma análise de sensibilidade para avaliar a robustez dos resultados do projecto.

Ao longo do tempo o equipamento vai perdendo valor a nível económico, este decréscimo é designado de depreciação e pode ser determinado pelo método linear ou linear múltiplo.

## 1. Introdução

Até à década de 50 apenas os digestores *batch* eram usados para produzir pasta *kraft*. No cozimento *batch* clássico, o licor branco e o licor negro gastos no processo são introduzidos no digestor logo no início. Para atingir a temperatura de cozimento, o conteúdo do digestor recebe calor por vapor directo ou por vapor indirecto. Quando o grau de deslenhificação pretendido é atingido, o conteúdo do digestor é enviado para um tanque de descompressão ou “*blow tank*” e o ciclo inicia-se novamente. (Gullichsen et al, 2000)

No início da década de 60, os sistemas de cozimento contínuo começaram a competir seriamente com os sistemas *batch*. A principal vantagem dos sistemas de cozimento contínuo é a sua melhor economia de energia e eficiência pois não há “tempos mortos”, no entanto, os sistemas *batch* têm maior flexibilidade. Nos 20 anos seguintes não foram efectuadas nenhuma tentativa de melhorar o consumo energético dos sistemas *batch*. No entanto, no início da década de 80, apareceram processos *batch* usando diferentes tecnologias de deslocamento, mais eficientes e com melhor consumo energético. Estes processos usam o deslocamento do licor para recuperar o licor negro quente no final do cozimento, permitindo a reutilização da energia nos processos subsequentes. No entanto, apesar desta técnica, como por exemplo o método do Deslocamento Rápido de Calor (*RDH*), recuperar o calor do cozimento mais eficientemente, não otimiza o uso dos químicos de cozimento. (Gullichsen et al, 2000)

O aumento da pressão, com vista a minimizar os impactos ambientais e os volumes de efluentes, durante a década de 70 contribuíram para o desenvolvimento do cozimento *batch* usando princípios de química de cozimento modificada. No início da década de 80, realizaram-se testes com outra tecnologia combinando química de cozimento modificado com o deslocamento de licor. O resultado foi o método de cozimento *Cold Blow*. (Gullichsen et al, 2000)

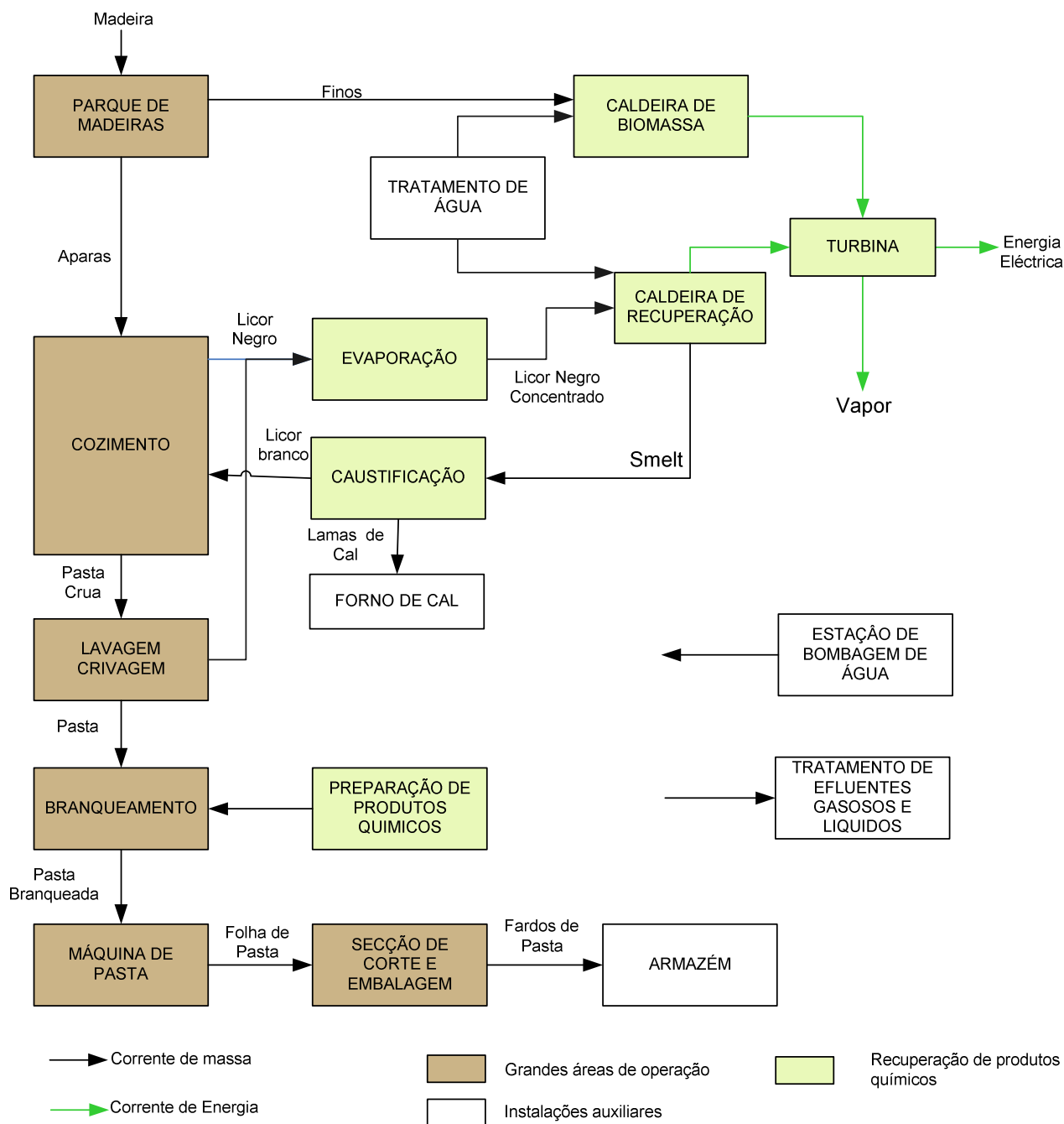
Ao longo da década de 80, o desenvolvimento da tecnologia de deslocamento de licor em sistemas de cozimento *batch* continuaram com o intuito de otimizar a qualidade da pasta. Este desenvolvimento resultou no conceito de *Superbatch*. Esta tecnologia envolve tanto a eficiência energética como o uso eficiente de químicos residuais e directos, isto é, combina as vantagens energéticas com a química de cozimento modificado. (Gullichsen et al, 2000)

A tecnologia de cozimento *batch* usando o deslocamento de licor consiste essencialmente num cozimento *batch* onde o calor e os resíduos químicos permanecem no licor negro e no final do cozimento são reaproveitados para os processos de cozimento *batch* seguintes. Isto ocorre colocando o licor negro em acumuladores de pressão separados para depois ser usado para aquecer as aparas e o licor branco. (Gullichsen et al, 2000)

## 2. Identificação e caracterização da instalação e seu enquadramento no processo

O processo de cozimento tem a finalidade de separar as fibras da madeira, dissolvendo quimicamente os seus constituintes não celulósicos – lenhina e compostos extractáveis.

A figura 1 mostra onde se encontra enquadrado o cozimento numa fábrica de pasta *kraft*.



**Figura 1.** Diagrama base da fábrica de pasta *Kraft* para papel.

## **2.1 Batch clássico**

O processo tradicional de cozimento descontínuo responde a um esquema que ficou clássico. O digestor é primeiramente carregado com aparas que são compactadas com a ajuda quer do licor negro quer de vapor de modo a obter uma taxa de compactação o mais elevada possível dentro do digestor. A duração do cozimento é de cerca de 4.30 horas. (Campo, 1990)

Uma vez o digestor cheio de aparas, ele é sujeito a um segundo carregamento: o dos licores que estão em stock à pressão atmosférica, o licor negro a 85°C e o licor branco a 60°C. (Campo, 1990)

Depois de fechado, o digestor é aquecido até se obter a temperatura desejada. Este aquecimento é feito devido à circulação do licor por meio de uma bomba de circulação. Verifica-se a permanente saída do licor para um permutador de calor, geralmente alimentado com vapor de baixa pressão, de modo reaquecer o licor e injecta-lo novamente no topo e fundo do digestor. (Campo, 1990)

Quando se atinge os 130°C dentro do digestor, os circuitos são mudados, e o aquecimento passa a ser feito com vapor de média pressão, de modo a elevar a temperatura até aos 165°C. Certas fábricas preferem utilizar directamente o vapor de média pressão. Finalmente, o conteúdo do digestor é aquecido até se atingir a temperatura pretendida. Para garantir a homogeneidade da temperatura dentro de todo o digestor, continua-se com a circulação o licor, permitindo a continuidade das reacções químicas até atingir-se o factor H desejado (variável que combina o tempo e a temperatura de cozimento). Encontramo-nos no final deste estágio. O digestor está pronto a ser descarregado. (Campo, 1990)

Num cozimento clássico a descarga do digestor é efectuada em sobrepressão (12 bars) enviando o conteúdo deste para o tanque de descompressão. Este último, é tanto quanto possível alimentado quase continuamente, tendo em vista a optimização do consumo de vapor. (Campo, 1990)

Uns após dos outros, desta maneira, os digestores são esvaziados. Cada um deles cozeu o seu volume de aparas em função das características que apresentam as essências tratadas. (Campo, 1990)

## **2.2 Superbatch**

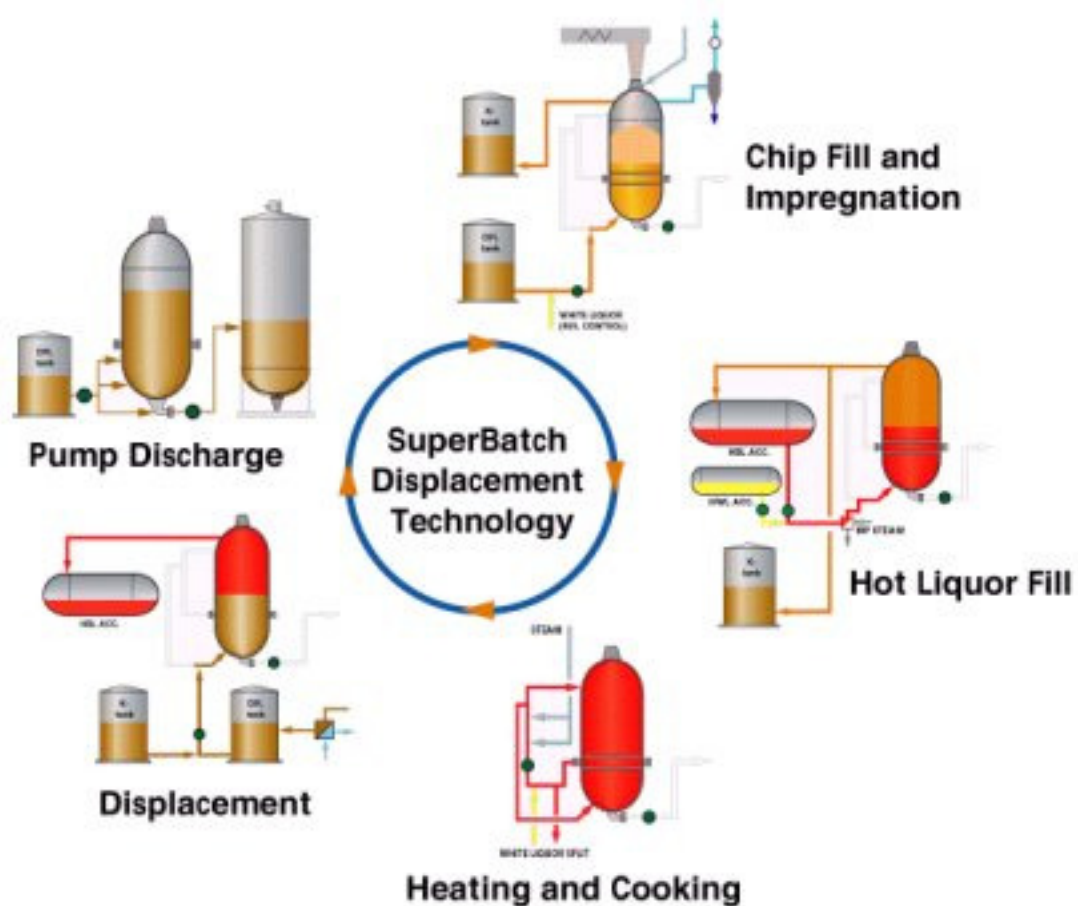
O processo de cozimento *Superbatch* é hoje baseado no modelo *Superbatch – K*, que foi especialmente desenvolvido para tratar as eventuais formações de complexos de cálcio durante o enchimento de licor. (GL&V, 2007)



Uma planta típica contém um número de digestores com uma capacidade de 300 a 400 m<sup>3</sup>, dois acumuladores de licor pressurizados e três tanques atmosféricos. Além das operações *batch*, existem também operações contínuas, tais como: a transferência de calor no parque de tanques, a separação das fibras e o manuseamento dos condensáveis e a colecta de gás. (GL&V, 2007)

Durante todo o ciclo de cozimento, todos os licores são bombeados para o digestor pelo fundo e são deslocados pelos crivos de deslocamento localizados na parte superior do digestor. A circulação é realizada por crivos de sucção na parte cilíndrica e os licores retornam ao digestor pelos crivos de deslocamento e pela parte inferior. (GL&V, 2007)

A figura 2 mostra os princípios do cozimento *batch* por deslocamento.



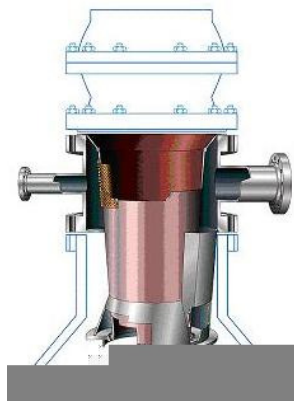
**Figura 2.** Cozimento *Superbatch* por deslocamento. (Metso, 2007)

### 2.3 Sistema de distribuição de aparas com vapor

A instalação de um sistema de empacotamento de distribuição de aparas apoiado com vapor pode aumentar a produção de um digestor individual em cerca de 15 a 30 %, dependendo do tamanho do digestor. Este sistema consiste num dispositivo de injeção de vapor (um por cada digestor) e num sistema de evacuação de ar (um para cada *set* de digestores). O sistema de evacuação de ar remove o ar do digestor durante o empacotamento apoiado com vapor, o que resulta numa melhor impregnação do licor de cozimento nas aparas (GL&V, 2007):

- aumenta a carga de aparas no digestor;
- melhora a uniformidade do cozimento;
- reduz os rejeitos da crivagem;
- melhora a impregnação do licor.

A figura 3 ilustra um dispositivo de injeção de vapor.



**Figura 3.** Dispositivo de injeção de vapor. (GL&V, 2007)

### 3. Opções de processo

Segundo Jukka Perala e Sepp Hiljanen de Sunds Defibrator, o processo *Superbatch* “é um novo conceito de cozimento que cresceu devidos aos desenvolvimentos na deslenhificação estendida e nas melhorias das técnicas de deslocamento de licor utilizadas nos processos *batch*. Como tal produz uma pasta mais uniformemente deslenhificada que o cozimento convencional”. (Tappi)

O conceito de cozimento *Superbatch* combina todas as vantagens do cozimento *batch* clássico com os avanços tecnológicos dos últimos anos, ou seja, pela técnica de deslocamento, descarga do digestor controlada, etc. Com este método de cozimento, a pasta pode ser produzida com um alargado intervalo de *número Kappa* sem necessidade de alterar o equipamento. (Tappi)

Actualmente conhecem-se as seguintes técnicas de cozimento *batch* usando o deslocamento de licor:

- ***RDH***

Uma característica deste método consiste na recuperação do calor no HBL no final do cozimento e a sua posterior reutilização nos ciclos *batch* seguintes. O deslocamento terminal emprega técnicas de poupança de energia e de baixa temperatura. Assim, o princípio é exactamente o mesmo do descrito anteriormente. No *RDH* a temperatura de impregnação é normalmente de 125 a 130°C. Isto significa que as reacções de consumo de alcali são muito rápidas, por essa razão é necessária a adição de quantidades significativas de licor branco durante a impregnação. (Gullichsen et al, 2000)

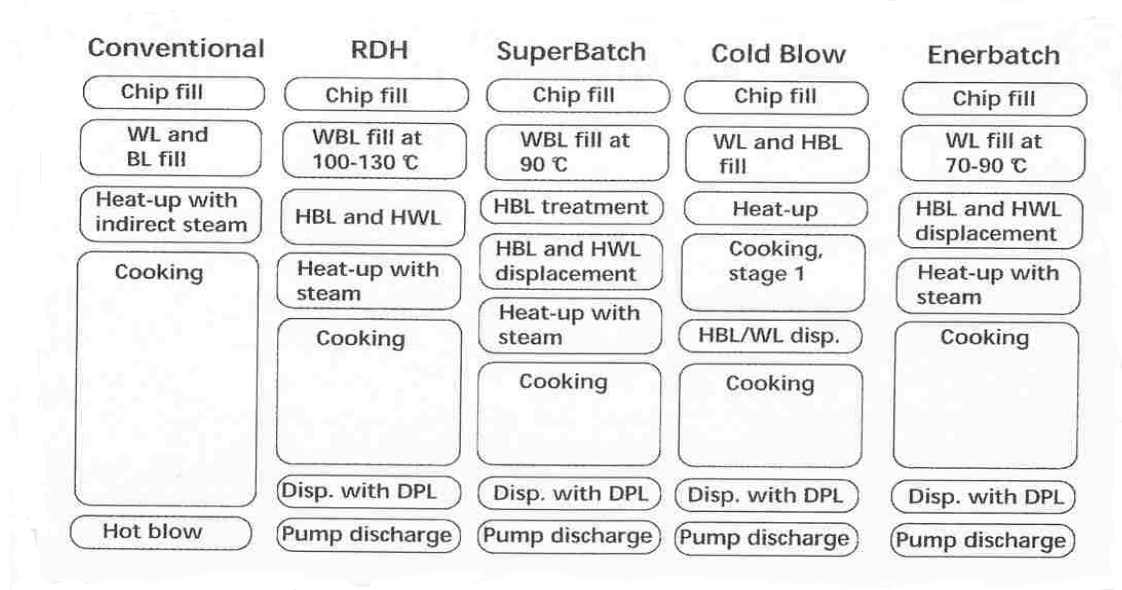
- ***Enerbatch***

Nesta técnica, a impregnação é realizada com uma quantidade elevada de licor branco e algum licor negro proveniente de cozimentos anteriores. O licor de impregnação é então deslocado pelo HBL e WL. O cozimento segue segundo os procedimentos básicos descritos anteriormente. *Enerbatch* difere significativamente das técnicas *RDH* e *Superbatch* por usar deslocamento de fluxo de licor para baixo em vez de para cima. (Gullichsen et al, 2000)

- ***Cold Blow***

Neste método, o cozimento inicia-se enchendo o digestor com licor branco a 90°C e licor negro quente a 165°C, logo após a adição das aparas. Como consequência, a temperatura de iniciação é de 135-140°C. O conteúdo do digestor é então aquecido até à temperatura de cozimento por recirculação do licor e vapor aquecido indirectamente. A fase de cozimento à temperatura de cozimento usa um ou dois estágios. No cozimento *Cold Blow* com dois estágios, uma mistura pré-aquecida de filtrado de lavagem com baixa quantidade de sólidos dissolvidos e licor branco desloca o licor de cozimento antes do final do cozimento. Assim, o cozimento continua, por algum tempo, com baixo conteúdo de sólidos dissolvidos antes do final de cozimento desejado. Na versão de um estágio, o cozimento segue normalmente sem o segundo estágio. O deslocamento do licor de cozimento com o filtrado de lavagem pára as reacções de cozimento no final deste. A característica chave da técnica *Cold Blow* é que não existe o estágio de impregnação a média temperatura. É de salientar que algum do filtrado da reacção de lavagem é pré-aquecido com o licor negro quente e bombeado para um acumulador de fraco licor. (Gullichsen et al, 2000)

Na figura 4, é possível comparar os diferentes processos de cozimento *batch*:



**Figura 4.** Comparação entre os diferentes métodos *batch* (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

#### 4. Princípios de Engenharia Química e Definições Processuais

A remoção do ar impregnado nas aparas, decorre segundo os seguintes mecanismos:

- Dá-se um deslocamento volumétrico resultante da expansão térmica do ar pelo aquecimento;
- Ao aumentar a temperatura da água dentro das aparas ocorre um aumento da sua pressão de vapor, fazendo com que esta se evapore e desloque o ar presente no interior das aparas. A força motriz para o fluxo da água livre ao longo dos poros é diferença de pressão, de acordo com a lei de Darcy (Gulichsen et al, 2000):

$$n_f = \rho_w \left( \frac{k_f}{\eta_w} \right) \frac{\partial}{\partial z} (p_a + p_v + P_c) \quad (1)$$

A água estagnada ligada à superfície sólida da madeira é movimentada pelos gradientes de potenciais químicos, de acordo com a Lei de Fick (Gulichsen et al, 2000):

$$n_b = D_d (1 - \varepsilon_d) \frac{\partial \mu_d}{\partial z} \quad (2)$$

- Ocorre saturação do ambiente externo às aparas através de vapor de água implicando um gradiente de pressão parcial que leva à difusão do ar das aparas.

- O fluxo do gás é controlado pelos gradientes de pressão locais e a pela difusão do gás.<sup>[1]</sup>

Este processo é traduzido pela seguinte expressão:

$$n_a = \left[ x_a (N_a + N_v) - cD^{Eff} \frac{dx_a}{dz} \right] M_a \quad (3)$$

A velocidade de difusão dos gases é função da temperatura e da pressão (Gulichsen et al, 2000):

$$D = D_0 \left( \frac{T}{272} \right)^{1.75} \times \frac{1}{\rho} \quad (4)$$

A energia entra no sistema pelo vapor condensado através de convecção e de condução.

A penetração pode ser natural quando regida por forças capilares, e como forçada quando é controlada pela pressão. A distância de penetração por forças capilares é dada por (Gulichsen et al, 2000):

$$h = \sqrt{\frac{r \tau t \eta}{2}} \quad (5)$$

e a penetração forçada segue a equação de Poiseuille (Gullichsen et al, 2000):

$$\frac{V}{t} = k \frac{nr^4 \Delta p}{L \eta} \quad (6)$$

A difusão dos reagentes químicos nas aparas, tem como força directriz o gradiente de concentração e é controlada pela velocidade de difusão onde esta é função da temperatura do meio reaccional, podendo ser representada pela 1ª lei de Fick (Gullichsen et al, 2000):

$$\frac{\partial m}{\partial t} = -D \frac{\partial c}{\partial x} dydz \quad (7)$$

Têm ainda de se ter em conta outros factores: a difusividade do gás, o raio médio do capilar, a estrutura dos poros da madeira, as dimensões das aparas e a temperatura. (Gullichsen et al, 2000)

O processo de cozimento *kraft* tem como objectivo remover a lenhina, a temperatura e pressão controlada, podendo a sua cinética ser descrita por três fases distintas (Gullichsen et al, 2000):

- Fase inicial: remoção de 20 – 30%:

$$\frac{dL}{dt} = k_{il} e^{\left(\ln A_1 - \frac{E_{a1}}{RT}\right)} L \quad (8)$$

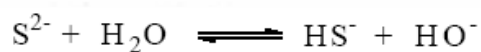
- Fase principal ou *bulk*: remoção aproximadamente 90 %:

$$\frac{dL}{dt} = k_{ob} e^{\left(\ln A_2 - \frac{E_{a2}}{RT}\right)} [OH^-] L + k_{lb} e^{\left(\ln A_3 - \frac{E_{a3}}{RT}\right)} [OH^-]^{0.5} [HS^-]^{0.4} L \quad (9)$$

- Fase residual: remoção aproximadamente 95 %:

$$\frac{dL}{dt} = k_{rl} e^{\left(\ln A_4 - \frac{E_{a4}}{RT}\right)} [OH^-]^{0.7} L \quad (10)$$

No cozimento *kraft*, encontram-se os seguintes equilíbrios nos licores (Gullichsen et al, 2000):

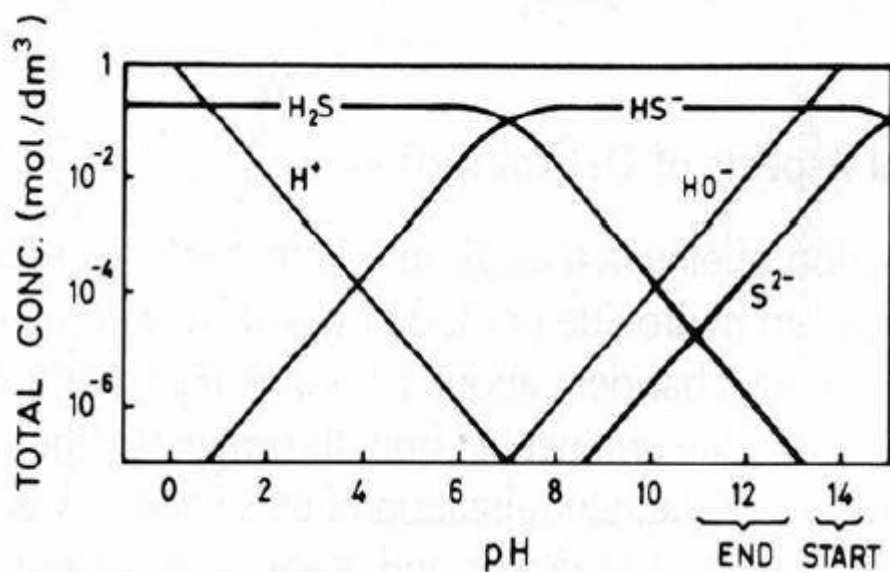


$$K_1 = [\text{HS}^-][\text{HO}^-] / [\text{S}^{2-}] = \sim 10$$



$$K_2 = [\text{H}_2\text{S}][\text{HO}^-] / [\text{HS}^-] = 10^{-7}$$

No final do cozimento predominam os iões  $\text{HO}^-$  e  $\text{HS}^-$  (figura 5).



**Figura 5.** Evolução das espécies presentes no licor de cozimento. (Gullichsen et al, 2000)

O cozimento das aparas pode ser afectado por diversos parâmetros, tais como:

**Factor  $H$ :**

O factor  $H$  permite avaliar indirectamente o grau de deslenhificação da madeira, isto é, transmite dados sobre a cinética de deslenhificação. Este acompanhamento é difícil devido à complexidade da estrutura da lenhina e à sua reactividade com o licor.

O factor  $H$  é dado por:

$$H = \int_0^t \frac{k}{k_{273}} dt = \int_0^t e^{-\frac{Ea}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{273} \right)} dt \quad (11)$$

Como se pode verificar pela expressão, o factor  $H$  combina o tempo e a temperatura de cozimento numa única variável. (Gullichsen et al, 2000)

### ***Índice kappa (IK)***

Este índice permite uma estimativa da percentagem de lenhina na pasta química, pois encontra-se directamente relacionado com a quantidade de lenhina, para rendimentos inferiores a 70 %.

$$\text{Lenhina (\%)} = (0.15-0.17) \times \text{IK} \quad (12)$$

O conhecimento do índice *Kappa* permite estimar a quantidade de químicos necessária no processo de branqueamento e é determinado em ensaios laboratoriais sobre uma amostra de pasta, segundo métodos standardizados.

O índice *Kappa* é afectado pelo factor *H*, pois este está relacionado com a velocidade de deslenhificação, afectando o rendimento da pasta. (Gullichsen et al, 2000)

### ***Carga Alcalina (CA):***

A carga alcalina consiste na relação entre a massa total de químicos activos no licor branco e a massa total de aparas alimentadas ao digestor numa base seca. (Gullichsen et al, 2000)

### ***Alcali Activo (AA):***

A alcalinidade activa representa a concentração dos compostos de sódio presentes no licor branco, expressa em peso equivalente de óxido de sódio. (Gullichsen et al, 2000)

$$AA \left( g_{Na_2O} / l \right) = [NaOH] + [Na_2S] \quad (13)$$

### ***Índice de Sulfureto (IS):***

O índice de sulfureto, expresso em percentagem é a razão entre a concentração de sulfureto de sódio presente no licor e a concentração conjunta de sulfureto e hidróxido de sódio, ambas expressas como  $Na_2O$ . (Gullichsen et al, 2000)

$$IS(\%) = \frac{[Na_2S]}{[NaOH] + [Na_2S]} \times 100 = \frac{[Na_2S]}{AA} \times 100 \quad (14)$$

### ***Razão líquido: madeira***

É a razão entre o líquido total presente no cozimento e a massa total de aparas alimentadas na base seca.

É importante conhecer o valor da razão líquido: madeira de modo a poder garantir que a mistura de todas as aparas com o licor seja completa. (Gullichsen et al, 2000)



### ***Pressão e Temperatura de cozimento***

Deve-se operar a uma pressão elevada dentro do digestor (8-9 bar) para que penetração do licor branco nas aparas seja eficiente.

A reacção de deslenhificação será tanto mais rápida quanto maior for a temperatura de cozimento, pois a constante cinética aumenta exponencialmente com a temperatura.

A deslenhificação começa a ocorrer a uma velocidade significativa e a uma temperatura na gama dos 130-140°C, aumentando até aos 180°C. A partir deste valor começa a ocorrer o ataque do licor branco aos materiais celulósicos. (Gulichsen et al, 2000)

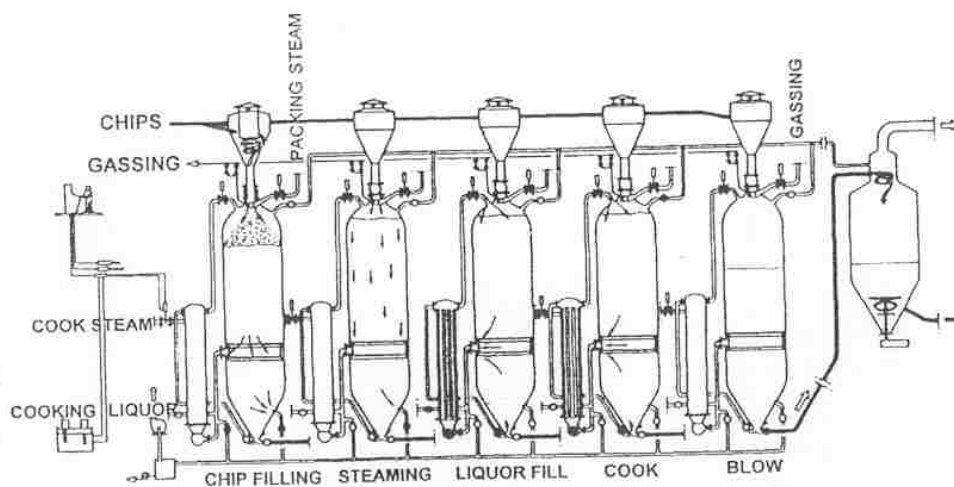
### ***Rendimento em pasta ( $R_p$ ):***

$$R_p = \frac{m_{pc}}{m_{madeira}} \times 100 \quad (15)$$

## 5. Engenharia do Processo

### 5.1 Princípios do cozimento *batch* clássico

O cozimento *batch* é realizado num conjunto de digestores carregados individualmente (figura 6). Estes digestores são grandes vasos cilíndricos pressurizados normalmente a 15 bar. Têm uma secção superior hemisférica e inferior cónica. A razão comprimento: diâmetro é de 3.5 – 4.5. A secção cónica inferior é projectada com um ângulo cónico de 60 – 70°. O digestor é alimentado pelo topo por uma válvula automática e, é descarregado por uma válvula de descompressão ligada ao fundo do cone. Na parte debaixo dos digestores cilíndricos encontra-se uma tela de crivagem que permite que o licor seja extraído do digestor. Isto permite a circulação do licor de cozimento pelo permutador de calor, para aquecimento. O licor aquecido é reintroduzido no digestor pelo fundo e pelo topo simultaneamente. A intenção deste tipo de arranjo é garantir a uniformidade do aquecimento e da distribuição do licor de cozimento pelo volume o digestor. Os digestores *batch* têm também um sistema de descarga de gás com crivos, perto do ponto mais alto da secção hemisférica. Isto permite a saída do ar e dos gases voláteis durante o enchimento e ajuda a controlar a pressão durante o cozimento. (Gullichsen et al, 2000)



**Figura 6.** Diagrama das operações de cozimento *batch*. (Gullichsen et al, 2000)

As aparas do silo acima do digestor são alimentadas a este por um ciclone pneumático ou directamente por um sistema de telas de transporte. O vapor pode ser usado durante a alimentação de modo a melhorar o empacotamento das aparas no digestor, uma vez que melhora a uniformidade da distribuição radial das aparas durante o enchimento. Este vapor inicia também o pré-aquecimento e as operações que envolvem vapor. Os digestores são alimentados com 180-200Kg de aparas por metro cúbico de volume do digestor, no caso de resinosas e cerca de 220-240Kg/m<sup>3</sup> no caso de folhosas. Toda a operação de alimentação demora cerca de 20-30 minutos. O ar é

continuamente extraído do digestor durante a alimentação. A válvula *capping* é fechada mal a alimentação esteja concluída e o aquecimento começa. A fase seguinte consiste em aquecer o digestor até uma temperatura de 100°C ou mais. Isto é realizado com vapor saturado e pressão ligeiramente superior à atmosférica. A válvula de purga de ar é mantida aberta de modo a permitir a saída de ar, compostos voláteis e vapor. Os gases são conduzidos para um sistema de arrefecimento e condensação de modo a recuperar a terebintina, se se tratar de resinosas, visto as folhosas não produzirem terebintina. O condensado é continuamente removido pelo fundo do digestor. O aquecimento termina quando o conteúdo do digestor atinge os 100°C. (Gullichsen et al, 2000)

O digestor é então alimentado com licor de cozimento tanto pelo topo como pelo fundo, até a razão pretendida de licor:madeira seja atingida. As aparas, nesta fase, podem compactar mais um pouco. A circulação de licor começa logo que o nível de licor no digestor esteja elevado o suficiente para emergir o crivo de circulação. É deixado no topo do digestor um volume de gás com a finalidade de permitir que os gases e o ar restante se separem antes de serem libertados pela degasificação no topo do digestor. Esta fase demora cerca de 15 minutos a ser completada. (Gullichsen et al, 2000)

A válvula de vapor que está ligada ao permutador de calor é aberta e o aquecimento inicia-se. Os permutadores de calor estão normalmente equipados com duas cabeças de vapor, uma para vapor de baixa pressão (2-3 bar) e outra para vapor de média pressão (10-12 bar). A circulação inicia-se usando vapor de baixa pressão até o licor de circulação atingir uma temperatura de 130°C. Utiliza-se então o vapor de média pressão para se atingir a temperatura de cozimento. Todo este período de aquecimento demora cerca de 90 minutos a ser completado, dependendo da dimensão do permutador de calor e da velocidade de circulação. Os condensados retornam ao tanque de água da alimentação da caldeira. Alguns digestores não têm permutador de calor, mas utilizam o vapor de aquecimento, introduzindo-o directamente na linha de circulação, seguindo esta via, nenhum condensado pode ser recuperado. (Gullichsen et al, 2000)

O cozimento dá-se até se atingir o factor  $H$  pretendido, o que pode demorar 45-60 minutos. É aconselhável manter o caudal inicial do licor de circulação durante todo o cozimento, no entanto este é normalmente reduzido, por vezes até mesmo cessado, devido ao aumento da resistência ao caudal por parte das aparas no digestor. A resistência ao caudal aumenta pois as aparas são comprimidas por uma cabeça estática, pelo arrastamento do fluído à medida que a deslenhificação se dá, pelo amaciamento das aparas e para evitar que o volume da coluna de aparas diminua. (Gullichsen et al, 2000)

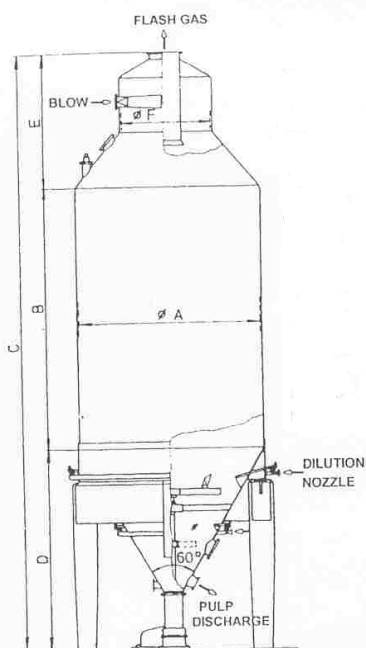
O cozimento é interrompido baixando rapidamente a temperatura cerca de 10-20°C por degasificação do digestor. Abrindo a válvula de descompressão, a pasta e o licor gasto são “soprados” do digestor, com a pressão restante, para um tanque que se encontra à pressão

atmosférica. O vapor flash e os gases voláteis vão encher o digestor e sair, através de um separador de vapor *flash*, para um sistema de recolha de calor *flash*. A fase de desgasificação demora cerca de 5-15 minutos e a fase de descompressão cerca de 15-20 minutos. (Gullichsen et al, 2000)

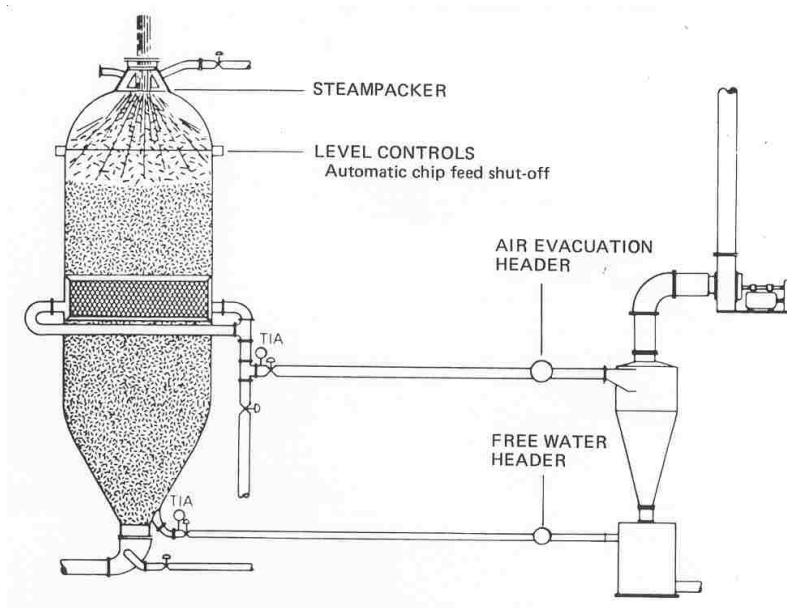
É importante que todo o conteúdo do digestor seja descarregado durante a fase de descompressão. Podem ser tomadas diversas medidas com vista a melhorar esta fase: a coluna comprimida de aparas pode ser reduzida de vários modos, momentos antes da descompressão ou pode-se reduzir a pressão muito rapidamente por injeção de licor negro fresco, no topo do digestor, causando choque térmico dentro do reactor. Alguma pasta pode permanecer no digestor após a descompressão, tendo que ser retirada com licor negro ou então têm-se que pressurizar novamente o digestor, com vapor, e proceder a uma nova descompressão. Estas operações requerem muito tempo e se efectuadas com regularidade podem reduzir a capacidade de cozimento.

As aparas são desintegradas a fibras durante a descompressão e na entrada do tanque de descompressão devido ao fluxo turbulento e ao *flashing* do vapor. Apenas existe um tanque de descompressão por unidade de cozimento, isto significa que cada um tem de ter capacidade para vários cozimentos. O tanque de descompressão está equipado com um ciclone separador, de modo a permitir que o vapor *flash* sem fibras siga para o sistema de condensação de vapor. A consistência da pasta no tanque de descompressão é determinada pelo rendimento da pasta, pela razão inicial de licor:madeira e pela quantidade de vapor flash que segue para o sistema de condensação. Normalmente esta é de 10-15%. (Gullichsen et al, 2000)

A figura 7 ilustra um tanque de descompressão e a figura 8 o diagrama de cozimento *batch*.



**Figura 7.** Exemplo de um tanque de descompressão. (Gullichsen et al, 2000)



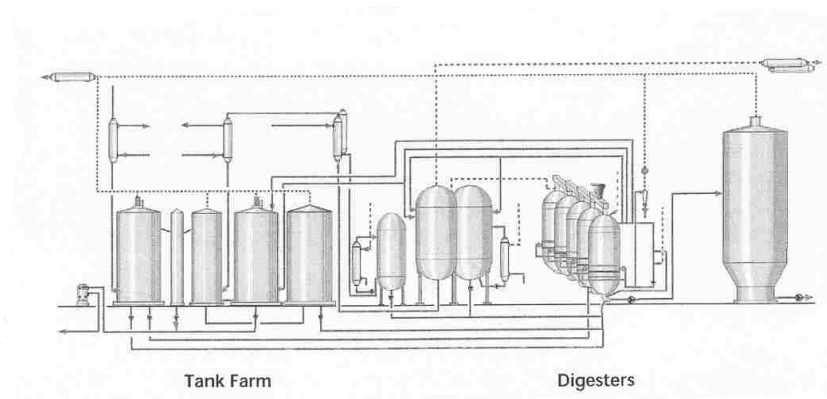
**Figura 8.** Diagrama de cozimento *batch*. (Smook, 1997)

Efectuaram-se alterações do digestor *batch* clássico para o digestor *Superbatch*, de modo a (GL&V, 2007):

- Elevar o rendimento de crivagem: diminuir a quantidade de rejeitos e tornar o cozimento mais uniforme;
- Diminuir a variação do índice *kappa*;
- Melhorar a qualidade da pasta;
- Diminuir o consumo de energia na evaporação.

## 5.2 Descrição das operações do cozimento *batch* por deslocamento

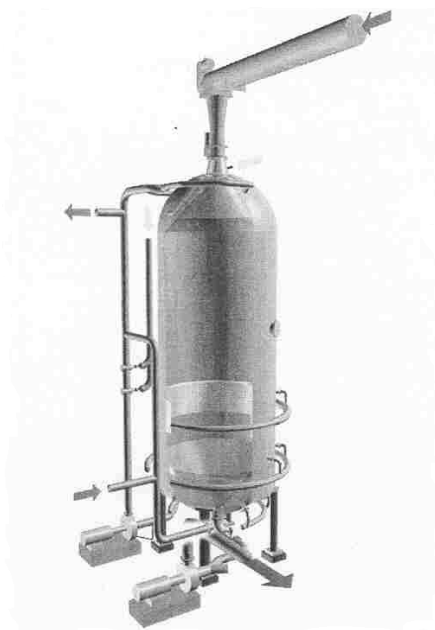
O sistema de cozimento *batch* por deslocamento consiste em vários digestores *batch* e num parque de tanques, figura 9.



**Figura 9.** Instalação de cozimento *Superbatch* (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

O ritmo de produção determina o número e o tamanho dos digestores. O parque de tanques consiste em acumuladores de licor quente (negro e branco), tanques de impregnação, deslocamento de licores, separação de sabão (no caso de resinosas) e um tanque de descarga de pasta. Os acumuladores intermédios de licor negro e branco são precisos de modo a equilibrar os caudais entre os diferentes estágios de cozimento. A recuperação de calor dos licores quentes é realizada por diversos permutadores de calor. Encontram-se igualmente presentes diversas tubagens para licor, vapor, desgasificação e descarga. (Gullichsen et al, 2000)

O tipo mais comum de digestor tem uma altura de 15-22m e um volume de 200-400m<sup>3</sup>. Até meio da década de 90, os digestores tinham um fundo cónico. Posteriormente, passou-se a utilizar o fundo hemisférico (figura 10). Os digestores são isolados por fora. O digestor e o sistema de circulação devem estar a elevada pressão, normalmente 1,2-1,4 MPa, sendo a temperatura máxima de 210°C. A pressão elevada é necessária para as operações de deslocamento. Válvulas controladas por remoto, são instaladas no topo e no fundo do digestor, válvulas de *capping* e descarga, respectivamente. (Gullichsen et al, 2000)



**Figura 10.** Digestor *Superbatch* (Sunds Defibrator) (Gullichsen et al, 2000)

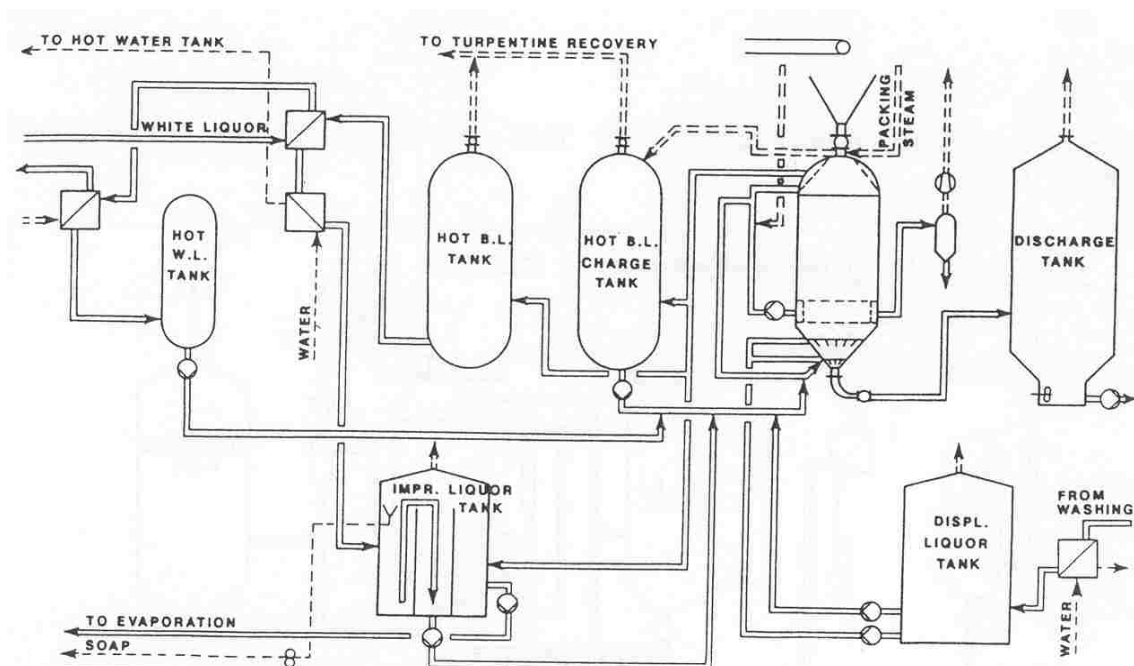
O material de construção de um digestor é, normalmente, o aço inoxidável.

No topo do digestor existe um tubo ligado a uma tela de desgasificação interna. E é nesta linha de desgasificação que os gases voláteis são deslocados para o acumulador de licor quente. No topo do digestor é também instalado um sistema de distribuição por vapor para o enchimento das aparas. (Gullichsen et al, 2000)

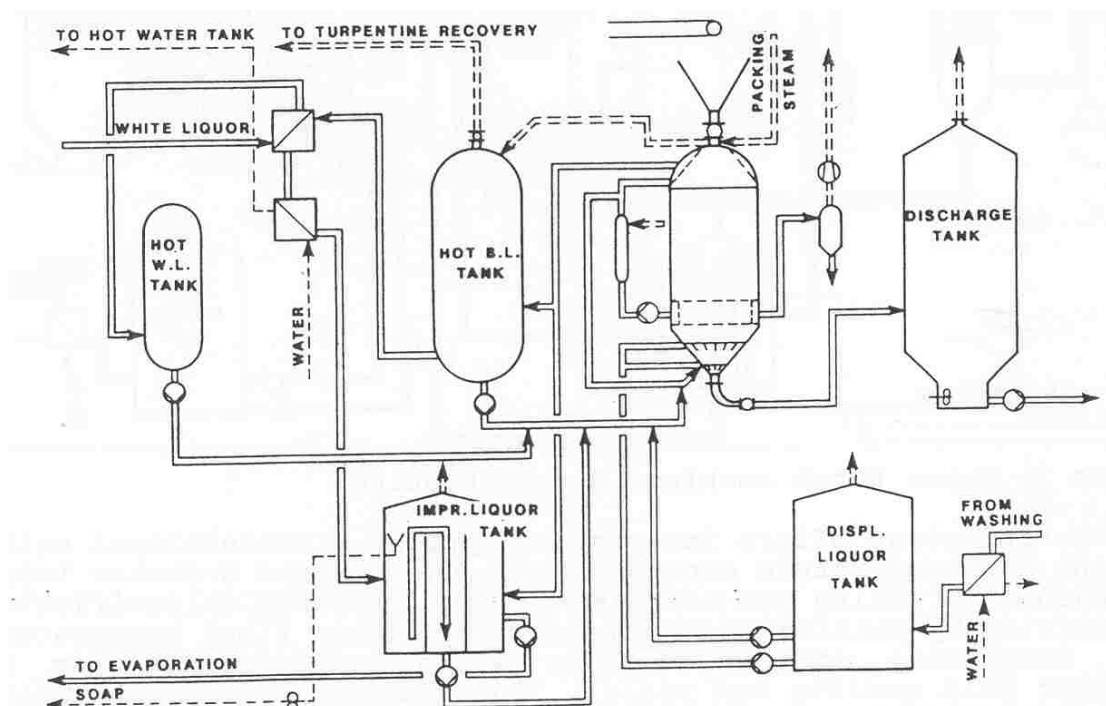
A parte hemisférica do digestor tem crivos de deslocamento perfurados através do qual todos os licores de deslocamento passam para o parque de tanques. Este procedimento permite a recuperação de calor. Os licores quentes, podem deste modo, ser utilizados nos cozimentos seguintes. (Gullichsen et al, 2000)

Na metade inferior da secção cilíndrica existe uma tela de crivagem com a forma de anel através da qual o licor de cozimento é extraído do digestor durante a circulação. Uma bomba de circulação manda este licor novamente para o digestor. Bocais de vapor injectam vapor directamente no licor de circulação. Este procedimento é designado de aquecimento directo com circulação forçada (em contraste com o aquecimento indirecto que utiliza permutadores de calor).

Devido às baixas necessidades de aquecimento e construção económica, normalmente utiliza-se o aquecimento directo no *Superbatch* (figura 11) no entanto também se pode utilizar o aquecimento indirecto (figura 12). O *RDH* e o *Enerbatch* utilizam os permutadores de calor convencionais nas linhas de circulação. A bomba de circulação é uma bomba centrífuga que circula o volume do digestor em 10-15 minutos. (Gullichsen et al, 2000)



**Figura 11.** Diagrama *Superbatch*, com aquecimento directo. (Hiljanen et al)



**Figura 12.** Diagrama *Superbatch*, com aquecimento indirecto. (Hiljanen et al)

O licor de circulação quente é distribuído pelo topo e fundo do digestor. Devido ao crivo de sucção se encontrar a parte inferior do digestor, irão estar mais aparas acima do crivo que abaixo deste. Assim, a maioria do licor desloca-se para o topo, a partir do qual é distribuído uniformemente sobre as aparas através da tela de deslocamento. Todos os licores entram pelo fundo do digestor durante as etapas de enchimento e deslocamento. (Gullichsen et al, 2000)

Uma bomba centrífuga esvazia o digestor, sendo preciso diluir o seu conteúdo, de forma a alcançar a consistência necessária para bombear. Na área inferior do digestor existem diversos anéis de injeção a diferentes alturas. Dependendo da aplicação, diversos digestores podem ter apenas uma bomba centrífuga. O *Superbatch*, por exemplo, tem uma bomba por cada dois digestores. (Gullichsen et al, 2000)

A pressão de trabalho dos acumuladores é normalmente 1 bar abaixo da dos digestores, tendo o mesmo material de construção. (Gullichsen et al, 2000)

Os acumuladores de licor branco quente e o licor negro primário têm circulação de licor e permutadores de calor, de modo a aquecer o seu conteúdo até à temperatura desejada.

A qualidade do licor determina o nome dos acumuladores de licor negro quente (Gullichsen et al, 2000):

- Acumulador primário de licor negro quente = temperatura mais elevada e maior conteúdo de sólidos dissolvidos



- Acumulador secundário de licor negro quente = temperatura mais baixa e menor conteúdo de sólidos dissolvidos.

### **5.3 Ciclo de cozimento do cozimento *batch* por deslocamento**

O tempo total do ciclo é de 210-300 minutos, dependendo do índice *Kappa*, a espécie de madeira, parâmetros de cozimento e tamanho do digestor. (Gullichsen et al, 2000)

#### **5.3.1 Enchimento de aparas**

Uma quantidade conhecida de madeira, numa base seca, deve ser carregada no digestor por cada cozimento, de modo a obter um grau uniforme de deslenhificação, de cozimento para cozimento. A medida exacta da humidade das aparas é importante pois a carga de alcali é baseada a quantidade de madeira seca no digestor. (Gullichsen et al, 2000)

#### **5.3.2 Transporte das aparas**

O ciclo de cozimento inicia-se com o enchimento do digestor com as aparas. Normalmente as aparas vêm do parque de madeiras para a casa do digestor por telas transportadoras. Os sem-fins ou as telas transportadoras entregam as aparas directamente para as rampas existentes acima dos digestores.

O ritmo de produção, o design do parque de madeiras, entre outros factores, podem limitar o transporte das aparas. Deste modo são necessários silos entre as telas de transporte e os parafusos de aparas. (Gullichsen et al, 2000)

#### **5.3.3 Empacotamento das aparas**

Uma variação na carga das aparas pode dar origem à não uniformidade, pois conduzem à não uniformidade na circulação, na carga de alcali e na transferência de calor. O método de enchimento pode influenciar a uniformidade da coluna de aparas dentro do digestor. A distribuição das aparas ajuda a melhorar a uniformidade da coluna evitando a estratificação da secção transversal.

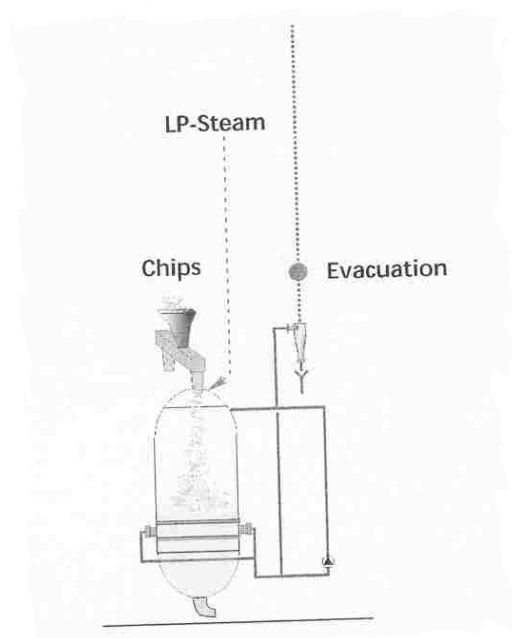
A rampa de enchimento das aparas permite que estas caem verticalmente. Normalmente esta rampa tem a forma cónica. A figura 13 mostra um enchimento típico.

A distribuição por vapor é o método predominante para o acondicionamento das aparas, na tecnologia moderna de cozimento *batch* por deslocamento. A distribuição do vapor aquece as aparas e remove o ar, o que conduz a uma melhor impregnação do licor. A combinação da distribuição do vapor com uma melhor impregnação diminui o tempo total do ciclo. Um distribuidor de vapor na forma de anel, com bocais angulares, encontra-se no pescoço do digestor,

utilizando vapor de baixa pressão. A finalidade deste fluxo de vapor consiste em distribuir as aparas pela secção transversal do digestor, dando-lhes um movimento tangencial à medida que elas caem pelo digestor. Melhora também o grau de distribuição.

A distribuição adequada das aparas minimiza o risco de formação de caminhos preferenciais dentro da coluna de aparas, durante o deslocamento e circulação do vapor, contribuindo para um cozimento uniforme. Usando um distribuidor de aparas, pode-se carregar o digestor com mais 10-25% de aparas.

Durante o enchimento das aparas, o ar e o vapor não condensado são evacuados do digestor através de crivos de sucção por um ventilador. O ciclone instalado depois do ventilador remove os finos. Sem a evacuação do ar, o pescoço do digestor e a rampa das aparas pode encravar. (Gullichsen et al, 2000)

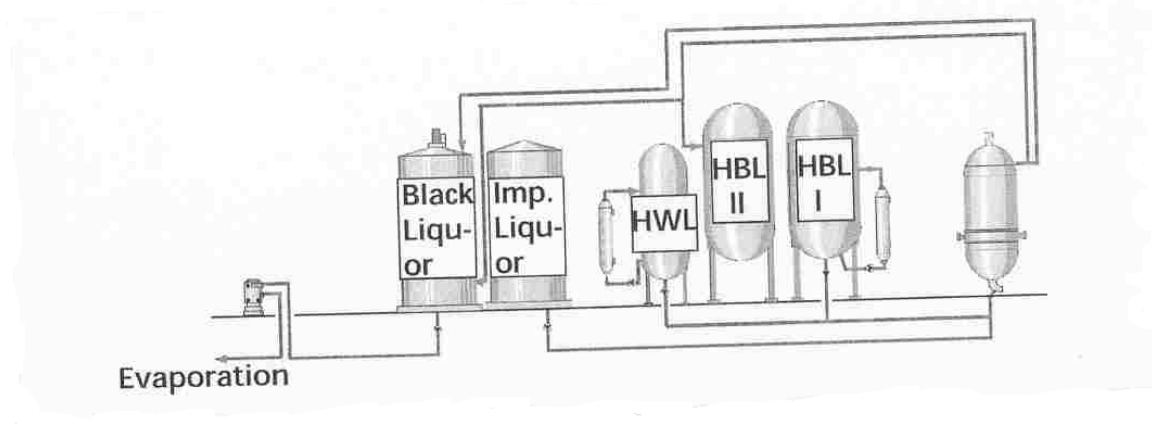


**Figura 13.** Enchimento das aparas (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

#### **5.3.4 Impregnação do licor**

A impregnação do licor consiste na introdução de licor negro morno, a cerca de 95°C, pelo fundo do digestor, até este estar completamente cheio. Algum do licor em excesso é usado e o *overflow* ou transbordo retorna ao tanque de licor negro atmosférico. O resultado é um enchimento hidráulico do digestor com uma elevada razão licor:madeira (>5). A posterior remoção de ar durante este estágio move o licor para a parte superior do digestor. Do tanque de licor negro, este é bombeado continuamente através da separação da fibra para a planta de evaporação.

A impregnação do licor vai pré-aquecer as aparas para 80-90°C, dependendo da quantidade de vapor usado durante a distribuição. No final do estágio de impregnação, uma bomba de licor pressuriza o digestor para cerca de 0.3MPa após o fecho da válvula *capping*. Este procedimento vai intensificar a impregnação do licor nas aparas e previne a ocorrência de flashing, quando a sequência seguinte com licor negro quente se inicia. A figura 14 demonstra o processo. (Gullichsen et al, 2000)



**Figura 14.** Impregnação do licor, tratamento com licor negro quente e carga do licor de cozimento (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

### 5.3.5 Tratamento com licor negro quente e carga do licor de cozimento

O tratamento com licor negro quente, inicia-se com a bombagem do licor negro quente primário, proveniente do acumulador de licor negro quente Nº 1, para o fundo do digestor. Isto vai deslocar o licor morno de impregnação através dos crivos de deslocamento para o tanque de licor negro atmosférico até a temperatura do licor de deslocamento exceder os 105°C. Então o caudal muda para o acumulador de licor negro quente Nº2.

A adição de licor branco quente inicia-se após a bombagem da quantidade pretendida de licor negro quente. Alguma adição de licor negro quente junto com o licor branco quente evita elevadas concentrações de alcali. Após concluído o enchimento do licor, a temperatura no digestor encontra-se muito próxima da temperatura de cozimento. (Gullichsen et al, 2000)

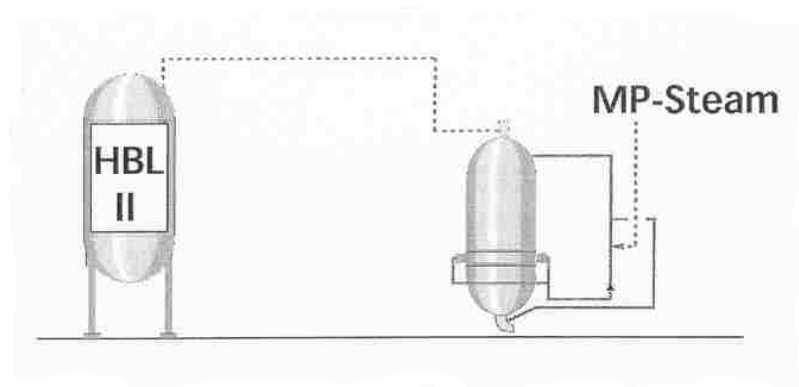
### 5.3.6 Aquecimento e estágio de cozimento

A circulação do licor no *bulk* no digestor inicia-se após a carga do licor negro quente. O licor é extraído pelo crivo de sucção e é bombeado para o topo e fundo do digestor. O vapor directo adicionado na tubagem de circulação, por um injector, aquece o licor de circulação. O tamanho dos injectores de vapor dependem da quantidade de vapor necessário, normalmente utilizam-se dois. Uma vez que a temperatura inicial deste estágio está próxima da temperatura de cozimento, o

período de aquecimento é reduzido, cerca de 20 minutos, dependendo da temperatura pretendida nos acumuladores quentes e no digestor. Esta aplicação utiliza vapor de média pressão.

Durante a fase de aquecimento do digestor, a válvula de desgaseificação é aberta de modo a que os gases inertes possam sair. Estes vão através do acumulador de licor negro N°2 para o sistema de condensação e depois para a incineração de gases.

Após atingida a temperatura pretendida, o digestor mantém-se nessa temperatura e pressão por algum tempo. Tempo esse que depende do índice  $kappa$  pretendido, da temperatura de cozimento, e da carga de alcali. A circulação do licor continua durante toda esta fase de pressão. Devido ao baixo tempo total de circulação e à elevada razão licor:madeira no enchimento hidráulico do digestor, o ritmo de circulação mantém-se constante durante toda a fase de aquecimento e cozimento. A figura 15 demonstra as fases de aquecimento e cozimento. (Gullichsen et al, 2000)



**Figura 15.** Aquecimento e estágio de cozimento (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

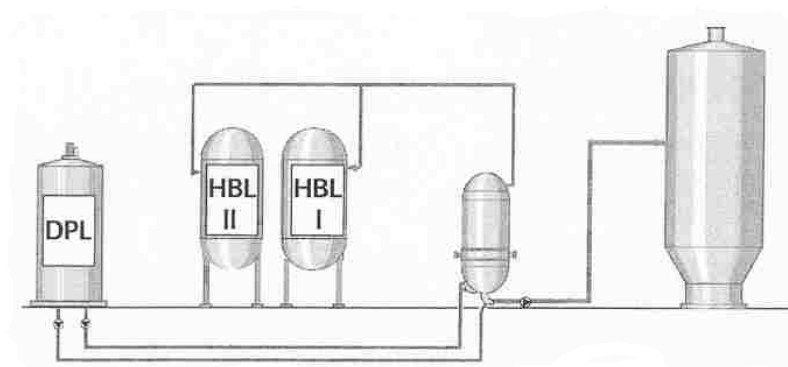
### 5.3.7 Deslocamento terminal

Após atingido o factor  $H$  pretendido e enquanto a temperatura e pressão de cozimento ainda prevalecem no digestor, o deslocamento do licor de cozimento quente do digestor começa. O licor de deslocamento vai para o fundo do digestor para deslocar o licor negro gasto através dos crivos de deslocamento, terminando desse modo as reacções de cozimento.

Quando o licor sai em contracorrente da pasta de lavagem, a temperatura da pasta vai descendo gradualmente abaixo do ponto de ebulição de modo a permitir a descarga por bombagem.

O licor de cozimento deslocado vai para o acumulador de licor negro quente pressurizado. Apenas a parte do licor deslocado mais quente e concentrado vai para o acumulador N°1. Isto iguala a quantidade de licor negro quente requerido no próximo cozimento. A temperatura no acumulador de licor negro N° 1 é próxima da temperatura de cozimento. O licor de deslocamento restante, a uma temperatura mais baixa, vai para o acumulador de licor negro quente N°2. A figura

16 demonstra o deslocamento terminal. O intuito deste estágio é recuperar o calor de modo a reutilizá-lo nos cozimentos seguintes. (Gullichsen et al, 2000)



**Figura 16.** Deslocamento terminal e descarga do digestor (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

### 5.3.8 Descarga do digestor

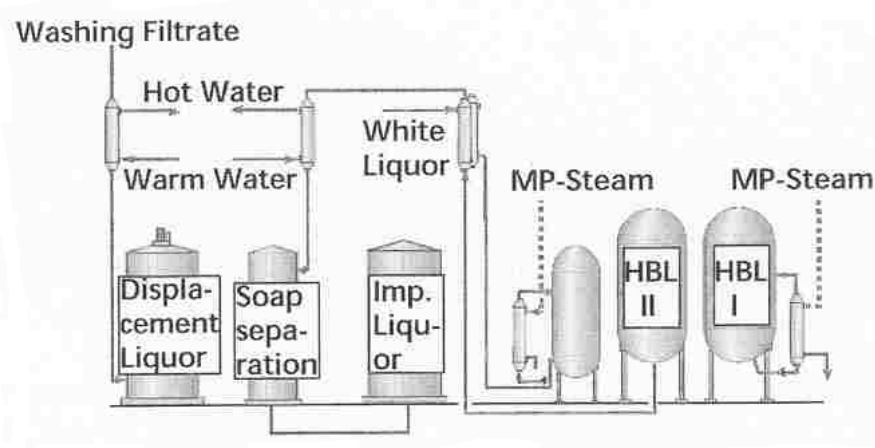
Após o deslocamento terminal, a pasta pode ser bombeada do digestor (figura16). É necessária uma diluição adequada de modo a se puder controlar a consistência de bombagem enquanto se esvazia o digestor. É necessário ter em atenção a consistência de lavagem. A pasta é bombeada para o tanque de descarga despressurizado, abaixo do nível da pasta, de modo a minimizar qualquer mistura de ar com a pasta e para controlar as emissões do tanque de descarga. É igualmente necessário um sistema de recuperação de calor *no-blow*. (Gullichsen et al, 2000)

## 5.4 Recuperação de calor

A recuperação de calor nos sistemas de cozimento por deslocamento *batch*, é um processo contínuo onde vários licores são submetidos a um tratamento de digestão de modo a atingir a temperatura desejada e a concentração característica. Normalmente são utilizados permutadores de calor tubulares. Os tubos são de aço inoxidável projectados para uma pressão de 0.1-1.5MPa. A figura 17 demonstra o sistema de transferência de calor, onde durante a recuperação de ocorrem as seguintes operações (Gullichsen et al, 2000):

- Aquecimento do licor branco com licor negro secundário que não é necessário no próximo cozimento;
- Aquecimento do licor branco até à temperatura desejada usando um permutador de calor, circulando o conteúdo do acumulador de licor branco quente;

- Aquecimento do licor negro quente primário no acumulador de licor negro quente;
- Arrefecimento do licor negro onde o calor extra do licor negro quente secundário transfere-se para a água;
- Arrefecimento do filtrado de lavagem para ajustar a temperatura do licor de deslocamento de modo a assegurar um deslocamento apropriado;
- Condensadores para desgaseamento;
- Arrefecimento do vapor condensado, se necessário.



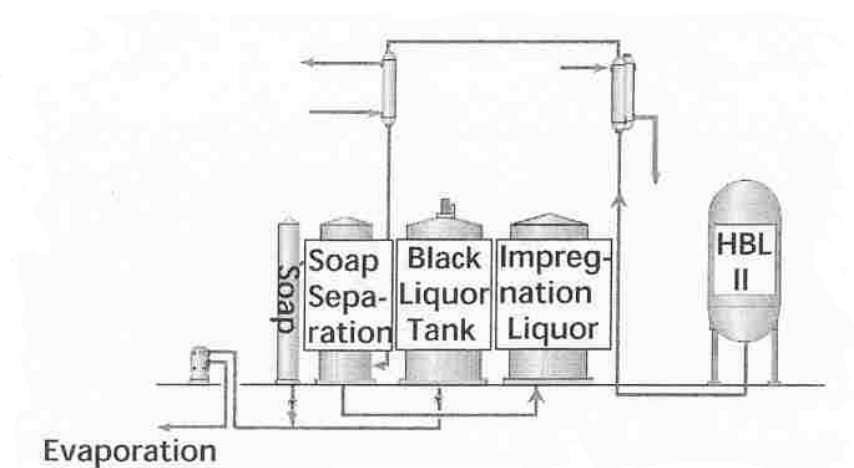
**Figura 17.** Sistema de transferência de calor (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

## 5.5 Separação do sabão

Apenas quando se trata de pasta de resinosas, é necessário ter em consideração a separação do sabão. A circulação do sabão novamente para o processo de cozimento por deslocamento é operacionalmente não favorável. O sabão vai perturbar o deslocamento e causar problemas nos tanques. Dependendo da aplicação, são possíveis diferentes maneiras de separar o sabão. O sabão deve ser separado quando a concentração de sólidos dissolvidos e do alcali se encontram a níveis ótimos.

A figura 18, mostra a separação do sabão do licor negro quente secundário, quando a temperatura se encontra abaixo da temperatura de ebulição e o caudal é contínuo. Nestas condições a solubilidade do sabão é baixa, a separação do sabão é ideal. O licor branco pode ser usado de modo a ajustar as condições, a fim de melhorar ainda mais a separação. O licor dos permutadores de calor vai primeiro para o tanque de separação do sabão, onde é necessário um tempo de retenção. O sabão é removido para o tanque de sabão e depois enviado para a evaporação

juntamente com o licor negro. Após a remoção do sabão, o licor vai para o tanque de impregnação de licor. (Gullichsen et al, 2000)

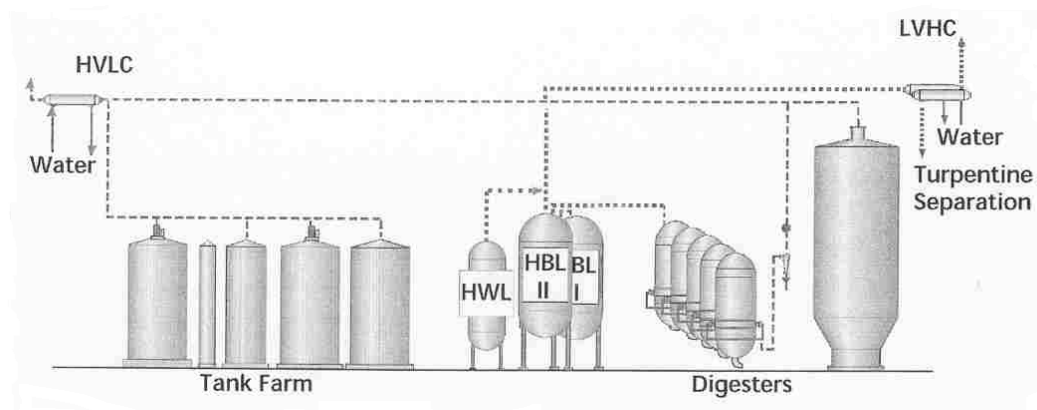


**Figura 18.** Separação de sabão num sistema de cozimento *Superbatch* (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

## 5.6 Gases com mau odor

Todos os gases HVLC da planta de cozimento são recolhidos e arrefecidos antes de prosseguirem para o tratamento de gases. As principais fontes são os tanques de licor negro hidrostáticos (impregnação, deslocamento, descarga, etc.). Normalmente, os volumes de saída são muito baixos pois os níveis no tanque são muito instáveis, acabando por se compensarem. A evacuação do ar, no enchimento das aparas, vai normalmente para o sistema HVLC. A figura19 mostra a recolha de gases do processo *SuperBatch*.

Os sistemas *batch* modernos separam também terebintina continuamente, se forem resinosas. A desgasificação do digestor leva os gases, por meio do acumulador de licor negro quente secundário, para o sistema de condensação. Os não condensáveis, isto é, os gases de baixo volume e elevada concentração (LVHC) vão para o sistema de manipulação de gases LVHC, e os condensados sujos vão para o decantador de terebintina. (Gullichsen et al, 2000)

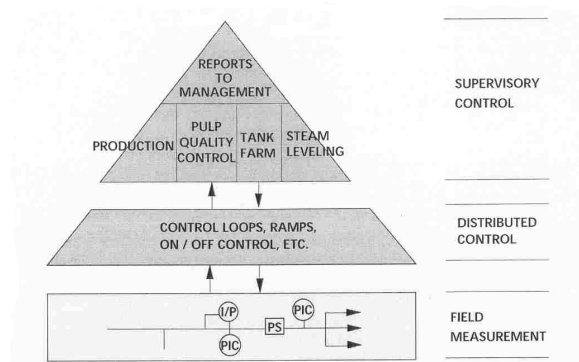


**Figura 19.** Recolha de gás HVLC e LVHC no processo *Superbatch* (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)

## 5.7 Sistema de controlo

Um ponto crucial no cozimento *batch* por deslocamento consiste no controlo da sequência do digestor e do parque de tanques. As plantas modernas de deslocamento têm 1-4 linhas de digestores para controlar, onde uma linha pode ter cinco digestores. Cada linha trabalha independentemente, com os seus sistemas de bombagem de licor e de enchimento de aparas. Todas as linhas têm um parque de tanques em comum. Isto permite a produção simultânea de pasta de diferentes espécies de madeira, níveis de *números Kappa*, ou ambos.

As plantas modernas de cozimento por deslocamento são autónomas, tendo um sistema de computadores que controla a operação inteira. A figura 20 mostra o diagrama geral de controlo. (Gullichsen et al, 2000)

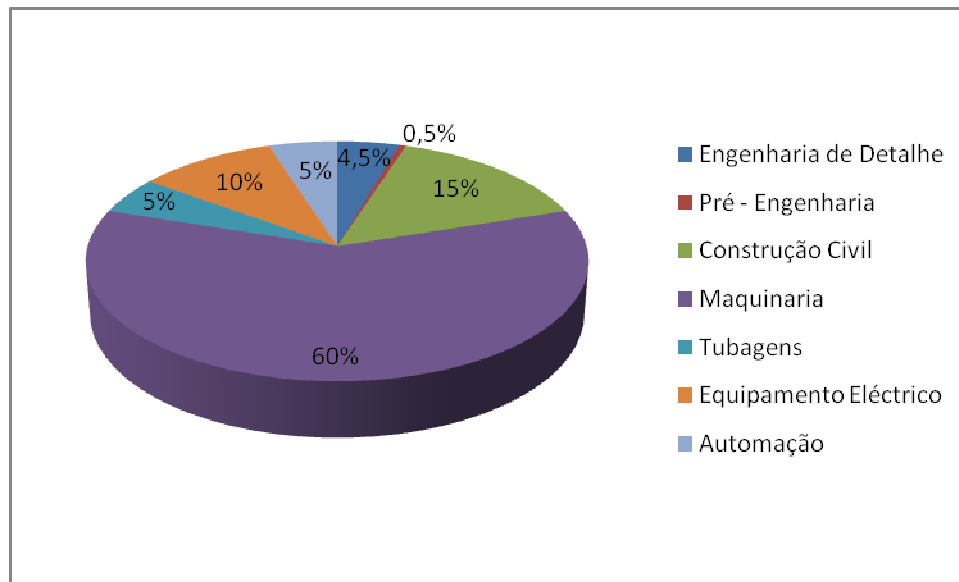


**Figura 20.** Filosofia geral de controlo (Sunds Defibrator). (Gullichsen et al, 2000)



## 6. Análise Económica

Ao efectuar uma análise económica é importante analisar a distribuição dos custos numa empresa de pasta para papel, verificada através da figura 21, que mostra como a maquinaria tem um custo elevado e deste modo significativo para a análise.



**Figura 21.** Distribuição dos custos numa fábrica de pasta para papel.

Referente à maquinaria, assumiu-se que o custo de uma bateria de digestores *Batch*, com uma capacidade de aproximadamente 50 tad/h, é de 3,5 M€ e o custo de uma bateria de digestores *Superbatch*, com a mesma capacidade é de 5M€. Com base nestes valores, efectuou-se uma simulação de empréstimo, junto de uma instituição bancária, com os parâmetros da tabela 1, as primeiras 13 prestações encontram-se nas tabelas 2 e 3, para o *Batch* e o *Superbatch*, respectivamente. No anexo 1 encontram-se os originais fornecidos pela instituição bancária.

**Tabela 1.** Parâmetros usados na simulação do empréstimo bancário.

Prazo (anos)	10
Nº Prestações	120
Tx Juro	E3.9% + 1%

**Tabela 2.** Primeiras 13 prestações do empréstimo bancário para a bateria de digestores *Batch*.

<b>Data</b>	<b>Ano</b>	<b>Prestação</b>	<b>Total a pagar</b>	<b>Dívida</b>
08/02	01	001	41293,69	3479684,55
08/03	01	002	41289,00	3459252,02
08/04	01	003	41284,29	3438701,74
08/05	01	004	41279,55	3418033,03
08/06	01	005	41274,79	3397245,21
08/07	01	006	41270,00	3376337,59
08/08	01	007	41265,18	3355309,48
08/09	01	008	41260,33	3334160,18
08/10	01	009	41255,46	3312889,00
08/11	01	010	41250,55	3291495,24
08/12	01	011	41245,62	3269978,19
09/01	01	012	41240,66	3248337,13
09/02	01	013	41235,67	3226571,36
<b>Total</b>			536444,79	

**Tabela 3.** Primeiras 13 prestações do empréstimo bancário para a bateria de digestores *Superbatch*.

<b>Data</b>	<b>Ano</b>	<b>Prestação</b>	<b>Total a pagar</b>	<b>Dívida</b>
08/02	01	001	58990,51	4970977,92
08/03	01	002	58983,82	4941788,59
08/04	01	003	58977,09	4912431,04
08/05	01	004	58970,33	4882904,30
08/06	01	005	58963,52	4853207,40
08/07	01	006	58956,67	4823339,36
08/08	01	007	58949,79	4793299,19
08/09	01	008	58942,86	4763085,90
08/10	01	009	58935,90	4732698,50
08/11	01	010	58928,89	4702135,98
08/12	01	011	58921,85	4671397,33
09/01	01	012	58914,76	4640481,53
09/02	01	013	58907,64	4609387,56
<b>Total</b>			766343,63	

Uma análise dos custos e lucros, para qualquer operação de negócios, necessita do reconhecimento de que as qualidades de um equipamento perdem valor com a idade. Este decréscimo pode ser devido a deterioramento físico, a avanços tecnológicos, a mudanças económicas ou outros factores que irão causar a reforma do equipamento. A redução do valor do equipamento devido a algum destes factores denomina-se de depreciação. A função económica da

depreciação pode, deste modo, ser empregada distribuindo o custo inicial por uma qualidade física durante o tempo que essa qualidade é usada. (Timmerhaus et al, 1980)

Uma vez que o engenheiro pensa na depreciação como uma medida da diminuição do valor do equipamento com o tempo, a depreciação pode ser imediatamente considerada do ponto de vista económico.

As causas de depreciação podem ser físicas ou funcionais. Depreciação física é o termo dado à diminuição do valor do equipamento como resultado de alterações físicas neste. O desgaste, a corrosão, os acidentes e a deterioração devido à idade são normalmente causas da depreciação física. Com este tipo de depreciação a capacidade de trabalho do equipamento é reduzida devido às alterações físicas. A depreciação devida a outras causas é designada por depreciação funcional.

Um exemplo de depreciação funcional é a obsolescência, que é causada pelos avanços tecnológicos que tornam um equipamento obsoleto, mesmo se este não tiver quaisquer danos físicos, a sua utilidade económica é reduzida, pois os novos equipamentos disponíveis com o avanço tecnológico são mais eficientes. (Timmerhaus et al, 1980)

Uma vez que a depreciação é calculada pela diminuição do valor do equipamento, torna-se necessário determinar todas as causas que afectam esta diminuição. As perdas físicas são mais fáceis de avaliar que as perdas funcionais, mas é necessário ter ambas em conta de modo a realizar uma depreciação justa. (Timmerhaus et al, 1980)

O tempo de vida estimado para o equipamento de uma fábrica de pasta para papel é de 16 anos, no entanto em termos de depreciação tem-se aproximadamente 10 anos, sendo o limite inferior de 8 anos e o superior de 12 anos. (Timmerhaus et al, 1980)

Um dos métodos que permite realizar a depreciação do equipamento é o método linear. Este método assume que o valor da propriedade decresce linearmente com o tempo. O custo de depreciação anual pode ser expresso pela equação 18:

$$d = \frac{V - V_s}{n_t} \quad (16)$$

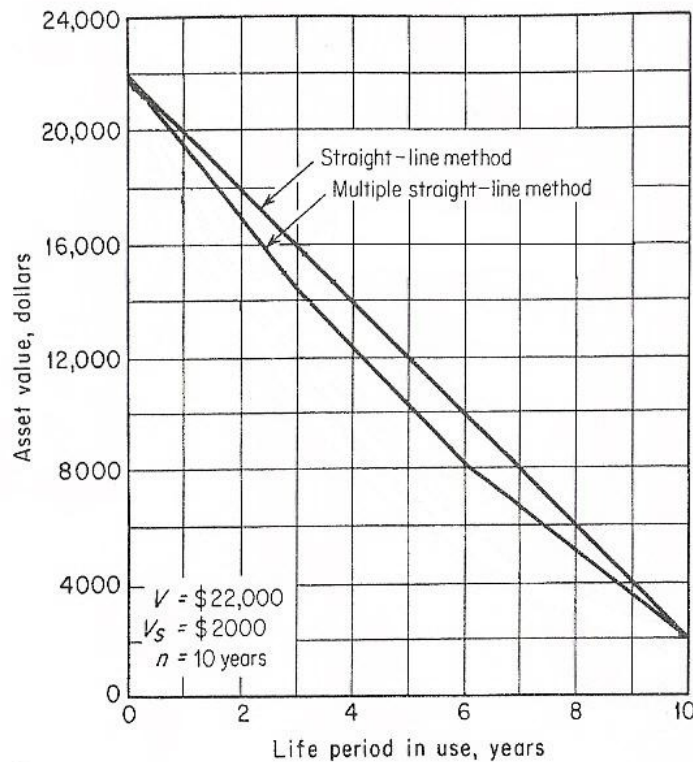
O valor da qualidade do equipamento pode ser determinado a qualquer altura durante a vida de serviço deste, pela equação 19:

$$V_a = V - ad \quad (17)$$

Devido à sua simplicidade, o método linear é largamente usado para determinar a depreciação dos custos.

Devido à impossibilidade de estimar exactamente o número de anos de serviço e os valores resgatados quando um equipamento é utilizado pela primeira vez, torna-se desejável re-estimar novamente estes factores ao longo do tempo, durante o período de vida do equipamento. Ao

realizar isto, o método linear pode ser considerado em intervalos de tempo e o método global denomina-se por depreciação múltipla linear. A figura 22 mostra como o valor do equipamento varia com o tempo usando o método de depreciação linear e o método de depreciação múltipla linear. (Timmerhaus et al, 1980)



**Figura 22.** Comparação entre o método linear e o método múltiplo linear para determinar a depreciação. (Timmerhaus et al, 1980)

### 6.1 Exemplo

O valor original de um equipamento, completamente instalado e pronto a usar, é de 22000€. O valor salvo estimado é de 2000€ no fim da vida de serviço do equipamento, que é de 10 anos.

Determinar o valor da qualidade de serviço,  $V_a$ , do equipamento, ao fim de 5 anos de uso.

(Timmerhaus et al, 1980)

$$V = 22000\text{€}$$

$$V_s = 2000\text{€}$$

$$n = 10 \text{ anos}$$

$$d = \frac{V - V_s}{n} = \frac{22000 - 2000}{10} = 2000\text{€/ano}$$

$$a = 5 \text{ anos}$$

$$V_a = V - ad = 22000 - 5 \times 2000 = 12000\text{€}$$

A **Análise de Viabilidade Económica** ou Avaliação Económica consiste num estudo técnico de cariz financeiro que procura determinar as possibilidades de sucessos económico-financeiros independentemente do tipo de projecto, como por exemplo um projecto de investimento, o lançamento de um novo produto, a entrada num novo mercado ou um projecto de reestruturação organizacional.

Este estudo permite efectuar previsões dos proveitos e dos custos gerados pelo projecto e calcular diversos indicadores de viabilidade, baseados na avaliação dos fluxos de tesouraria gerados, entre os quais, a **Taxa Interna de Rentabilidade (TIR)**, o **Valor Actual Líquido (VAL)** e o **Prazo de Recuperação do Investimentos (PRI)** ou **Payback Period**. Assim esta análise permite avaliar a robustez dos resultados do projecto podendo ainda ser efectuada uma análise de sensibilidade. (Nota Positiva, 2006)

De acordo com o dicionário de gestão “as análises de viabilidade são necessárias para apoiar na tomada de decisões dos gestores (as suas conclusões podem determinar a realização ou não de um determinado investimento, por exemplo), mas também podem ser requeridas pelos diferentes financiadores da empresa e do projecto tais como accionistas, bancos, instituições gestoras de programas de apoio, entre outras”. in [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm)

De seguida efectua-se uma pequena explicação através de definições dos diversos indicadores de viabilidade anteriormente referidos.

Na análise económica um conceito importante é o **Mapa de Fluxos de Tesouraria** que é “uma simulação financeira que expõe as origens e as aplicações de capital numa empresa ao longo de um determinado período de tempo”. in [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm)

A **Taxa Interna de Rentabilidade (TIR)** “representa a rentabilidade gerada pelo investimento, ou seja, representa uma taxa de juro tal, que se o capital investido tivesse sido colocado a essa taxa, obteríamos exactamente a mesma taxa de rentabilidade final.” in [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm)

Pode-se dizer que “representa uma taxa que se utilizada como taxa de desconto, torna o VAL igual a zero. A partir do momento em que a rentabilidade dos projectos de investimento seja conhecida, o critério de decisão sobre o investimento consiste simplesmente em aceitar os que apresentam uma TIR superior ao custo de financiamento. “

$$\sum_0^n \frac{CF_i}{(1+t)^i} \quad (18)$$

in [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm)

Outro indicador de viabilidade é o **Valor Actual Líquido** que tem como objectivo “avaliar a viabilidade de um projecto de investimento através do cálculo do **valor actual** de todos os seus cash-flows.”

O valor actual é “a importância hoje de um determinado montante a obter no futuro. Como qualquer investimento apenas gera cash-flow no futuro, é necessário actualizar o valor de cada um desses cash-flows e compará-los com o valor do investimento. No caso do valor do investimento ser inferior ao valor actual dos cash-flows, o VAL é positivo o que significa que o projecto apresenta uma rentabilidade positiva.”

“Para actualizar os cash-flows futuros é utilizada uma taxa a que se chama taxa de desconto. Esta taxa de desconto é não mais do que uma taxa de juros sem risco acrescida de um prémio de risco estabelecido para o tipo de projecto em causa.”

$$VAL = \sum_0^n \frac{CF_i}{(1+t_d)^i} \quad (19)$$

in [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm)

“O termo **Cash-Flow** (em português, fluxo de caixa) representa, o saldo entre as entradas e saídas de capital de uma empresa durante um determinado período de tempo, sendo calculado através da construção de um mapa de fluxos de tesouraria. Pelas suas características é um importante indicador da capacidade de autofinanciamento da empresa.” in [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm)

O **Prazo de Recuperação do Investimento (PRI)** ou **Payback Time** “representa o tempo que demora a recuperar os montantes investidos através dos cash-flows, ou seja, qual o tempo necessário para que o Valor Actual Líquido (VAL) atinja valores positivos.”

in [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm)

## 7. Referências

**Campo**, Roland (1990). *La cuisson kraft basse énergie*. Papier, Carton & Cellulose, p. 49 a 52, dec..

**GL&V**; Pulp and Paper Group; © Copyright GLV 2007; Website: [www.glv.com](http://www.glv.com); consultado a 21 de Dezembro de 2007 às 16:00.

**Gullichsen**, J.; Fogelbolm, J. (2000); *Chemical Pulping, Papermaking Science and Technology*, Book 6A, Tappi press.

**Hiljanen**, Seppo T., Uusitalo, Päivini K., Kovasin, Kari K., Tuomi, Alpo I., Tikka, Panu O.; *The Superbatch cooking concept offers new dimensions in kraft cooking – pulp quality and environmental impact to a new level*; p. 84 a 97

**Metso Paper**; Pulping technology; © 2008 Metso Paper; Website: [www.metsopaper.com](http://www.metsopaper.com); consultado a 9 de Novembro às 15:00.

**Nota Positiva**; Dicionário de Gestão e Contabilidade; © 2006 – NotaPositiva; Website: [www.notapositiva.com/dicionario\\_gestao/contabilidade.htm](http://www.notapositiva.com/dicionario_gestao/contabilidade.htm); consultado a 24 de Janeiro de 2008 às 17:00

**Smook**, G. A. (1997), *Handbook for Pulp and Paper Technologists*, Tappi Press, Canada.

Tappi; *SUPERBATCH mature and field-tested cooking concept*. Tappi Journal; nov. 2002; p. 30

**Timmerhaus**, Klaus D.; Peter, Max S. (1980); *Plant Desing and Economics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill Book Company, 3ª ed., USA

## 8. Anexos

### 8.1 Anexo A - Simulações dos planos financeiros mensais

CGD/CREDITO	***	SIMULACAO DO PLANO FINANCEIRO MENSAL ***					CH062
EMPRESTIMO	==> 0000 000000 085 0000						
MOEDA : EUR	----- VALORES POR PRESTACAO -----						
DATA ANO/PRT	AMORTIZAC.	JURO	PAG.	DIVERSOS	TOTAL PAGAR	JURO CAPT	CAPITAL DIVD
08/02 01/001	20.315,45	20.170,32	807,92		41.293,69	0,00	3.479.684,55
08/03 01/002	20.432,53	20.053,24	803,23		41.289,00	0,00	3.459.252,02
08/04 01/003	20.550,28	19.935,49	798,52		41.284,29	0,00	3.438.701,74
08/05 01/004	20.668,71	19.817,06	793,78		41.279,55	0,00	3.418.033,03
08/06 01/005	20.787,82	19.697,95	789,02		41.274,79	0,00	3.397.245,21
08/07 01/006	20.907,62	19.578,15	784,23		41.270,00	0,00	3.376.337,59
08/08 01/007	21.028,11	19.457,66	779,41		41.265,18	0,00	3.355.309,48
08/09 01/008	21.149,30	19.336,47	774,56		41.260,33	0,00	3.334.160,18
08/10 01/009	21.271,18	19.214,59	769,69		41.255,46	0,00	3.312.889,00
08/11 01/010	21.393,76	19.092,01	764,78		41.250,55	0,00	3.291.495,24
08/12 01/011	21.517,05	18.968,72	759,85		41.245,62	0,00	3.269.978,19
09/01 01/012	21.641,06	18.844,71	754,89		41.240,66	0,00	3.248.337,13
09/02 02/013	21.765,77	18.720,00	749,90		41.235,67	0,00	3.226.571,36
TOTAL	273.428,64		10.129,78			0,00	
		252.886,37			536.444,79		
PF7 - PAG.ANT						ENTER - SAIDA	

Preto - 10 anos  
 Sup - 3.500.000,00  
 Tx juros - E 3% + 1%.

**Figura A.1.** Simulação do empréstimo para a bateria de digestores *batch*.



CGD/CREDITO	***	SIMULACAO DO PLANO FINANCEIRO MENSAL ***	CH062
EMPRESTIMO	==> 0000 000000 085 0000		
MOEDA : EUR	----- VALORES POR PRESTACAO -----		
DATA ANO/PRT	AMORTIZAC.	JURO PAG. DIVERSOS TOTAL PAGAR	JURO CAPT CAPITAL DIVD
08/02 01/001	29.022,08	28.814,74 1.153,69	58.990,51 0,00 4.970.977,92
08/03 01/002	29.189,33	28.647,49 1.147,00	58.983,82 0,00 4.941.788,59
08/04 01/003	29.357,55	28.479,27 1.140,27	58.977,09 0,00 4.912.431,04
08/05 01/004	29.526,74	28.310,08 1.133,51	58.970,33 0,00 4.882.904,30
08/06 01/005	29.696,90	28.139,92 1.126,70	58.963,52 0,00 4.853.207,40
08/07 01/006	29.868,04	27.968,78 1.119,85	58.956,67 0,00 4.823.339,36
08/08 01/007	30.040,17	27.796,65 1.112,97	58.949,79 0,00 4.793.299,19
08/09 01/008	30.213,29	27.623,53 1.106,04	58.942,86 0,00 4.763.085,90
08/10 01/009	30.387,40	27.449,42 1.099,08	58.935,90 0,00 4.732.698,50
08/11 01/010	30.562,52	27.274,30 1.092,07	58.928,89 0,00 4.702.135,98
08/12 01/011	30.738,65	27.098,17 1.085,03	58.921,85 0,00 4.671.397,33
09/01 01/012	30.915,80	26.921,02 1.077,94	58.914,76 0,00 4.640.481,53
09/02 02/013	31.093,97	26.742,85 1.070,82	58.907,64 0,00 4.609.387,56
TOTAL	390.612,44	14.464,97	0,00
PF7 - PAG.ANT	361.266,22	766.343,63	ENTER - SAIDA

Emp - 5.000.000,00  
 Prazo - 10 anos  
 Tx juw - E3M + 1%.

**Figura A.2.** Simulação do empréstimo para a bateria de digestores *Superbatch*.

## 8.2 Anexo B – Contactos efectuados

Com o objectivo de obter informações para realizar a avaliação económica efectuou-se os seguintes contactos:

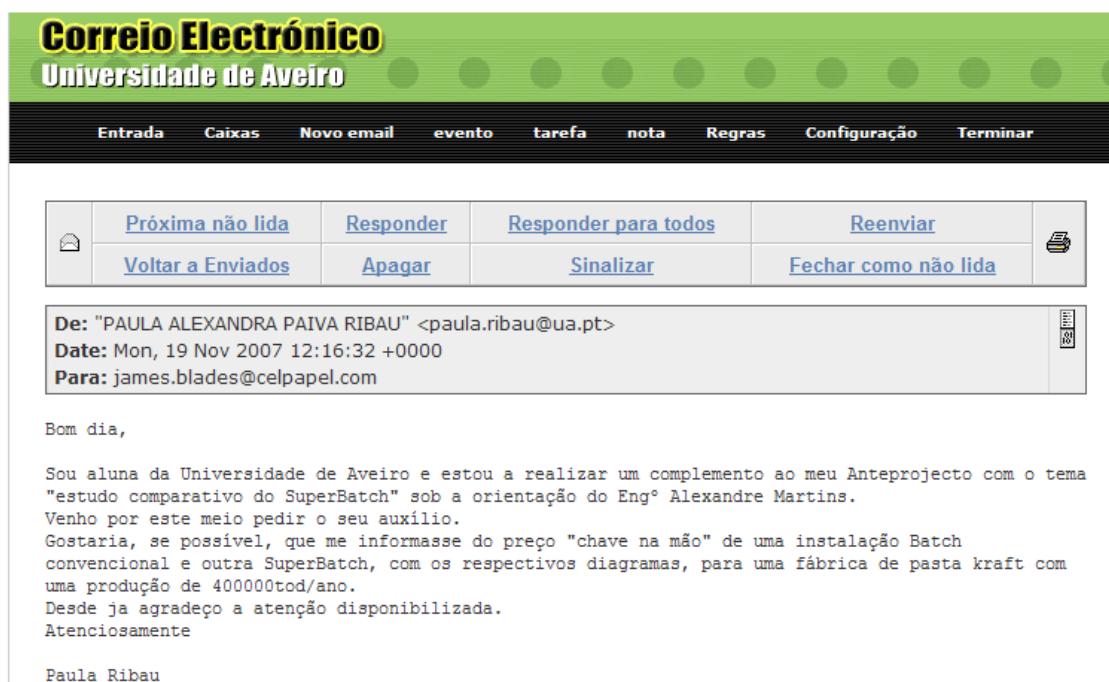


Figura B.1. PrintSreen do mail enviado ao Eng.º James Blades.



Figura B.2. PrintSreen da resposta do Eng.º James Blades.



Figura B.3. PrintSreen do 2º mail do Eng.º James Blades.



Figura B.4. PrintSreen do 2º mail enviado ao Eng.º James Blades.

A partir deste ponto entrámos em contacto telefonicamente. Infelizmente o Eng.º James Blades não me pode auxiliar.



**Figura B.5.** PrintScreen do mail enviado ao Eng.º Rui Vinhas.



**Figura B.6.** PrintScreen da resposta do Eng.º Rui Vinhas.

No dia 2 de Janeiro mandei novo mail ao Eng.º Rui Vinhas, para o qual não obtive resposta.



Figura B.7. PrintSreen do 2º mail enviado ao Eng.º Rui Vinhas.

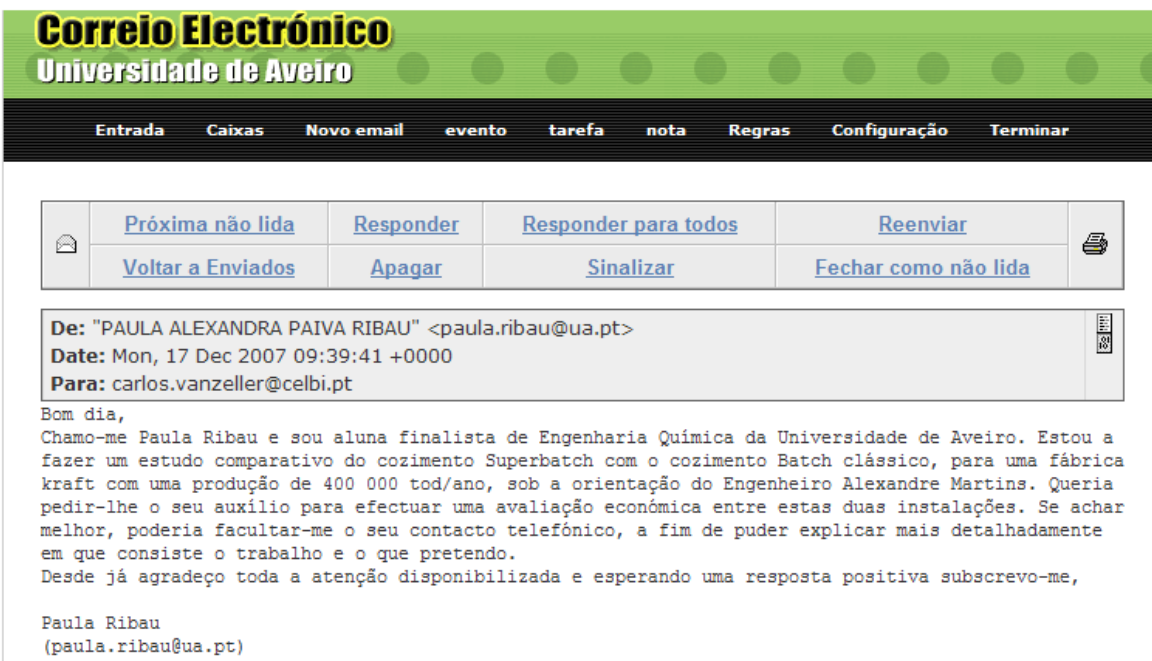
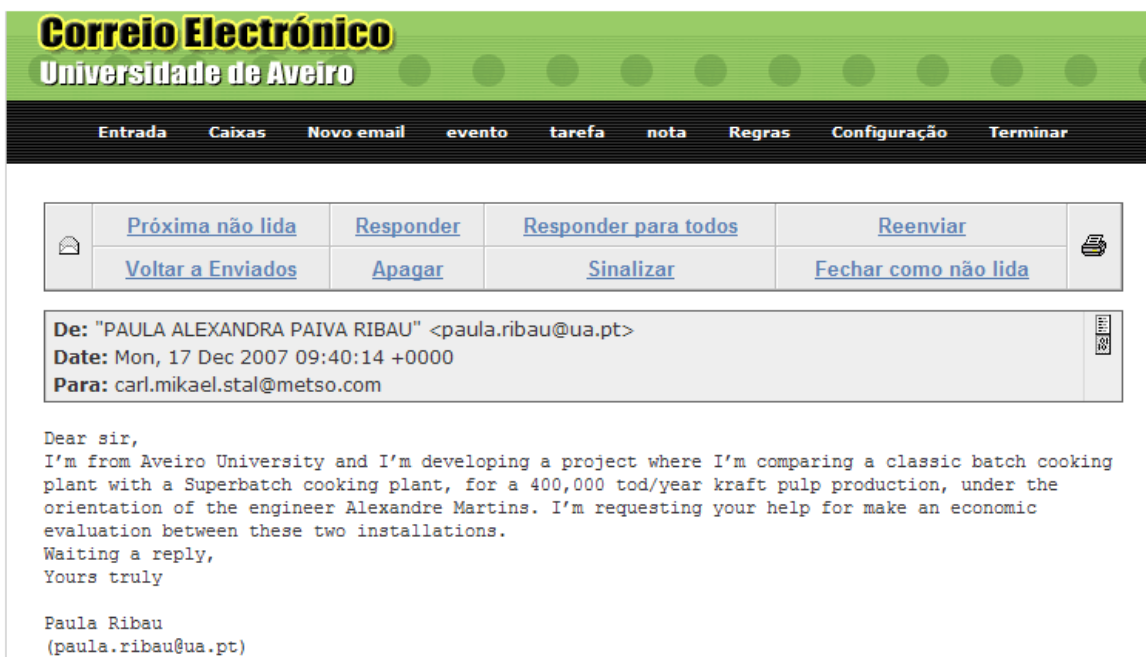
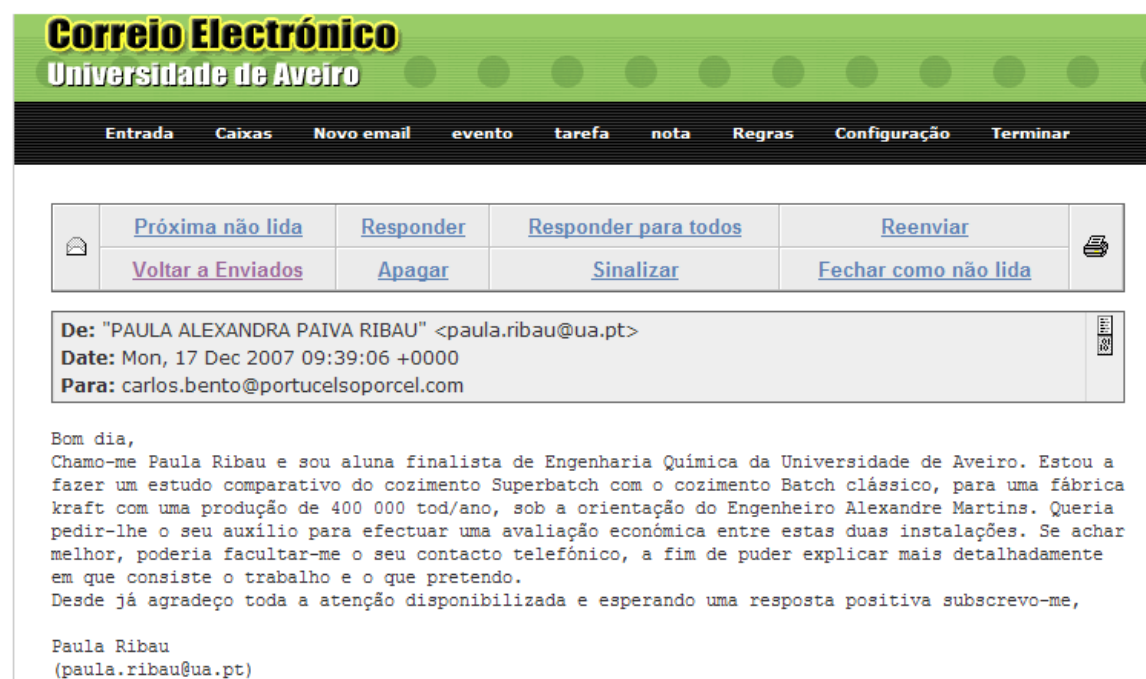


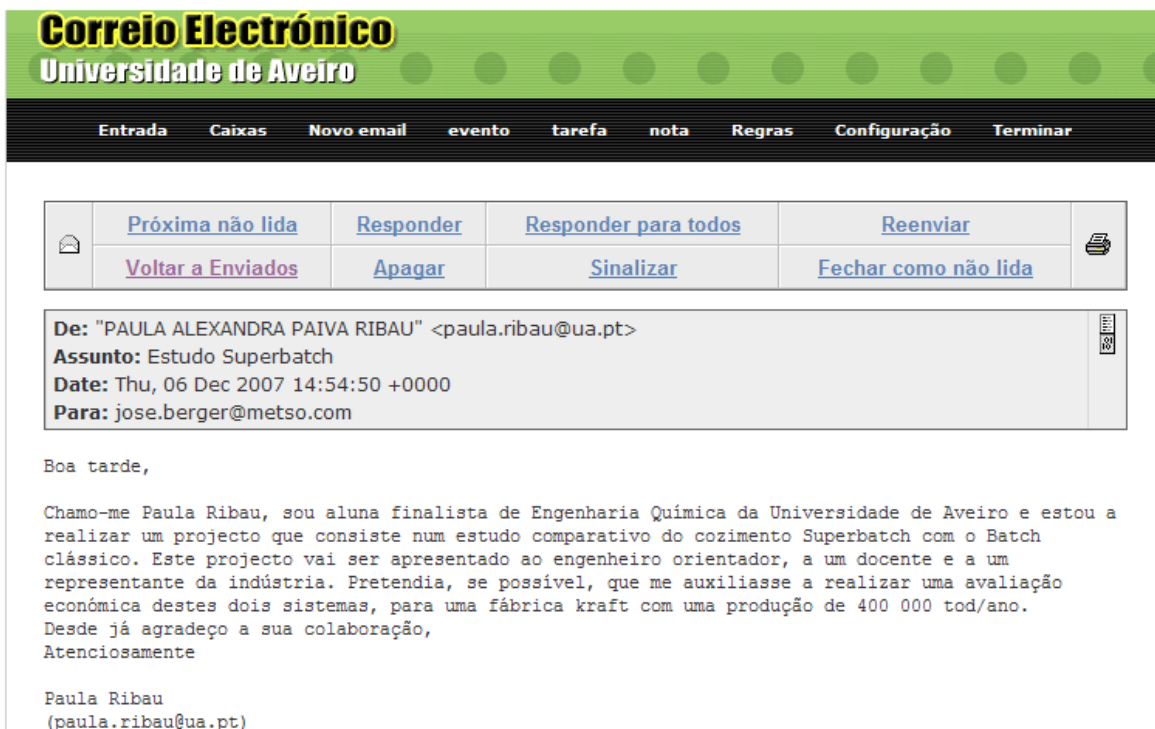
Figura B.8. PrintSreen do mail enviado ao Eng.º Carlos Vanzeller.



**Figura B.9.** PrintScreen do mail enviado ao Eng.º Carl Stal.



**Figura B.10.** PrintScreen do mail enviado ao Eng.º Carlos Bento.



**Figura B.11.** PrintSreen do mail enviado ao Eng.º José Berger.



**Figura B.12.** PrintSreen do mail enviado para a Metso Paper.

Para os mails correspondentes às figuras B.8 a B.12 não obtive qual